

Федеральное агентство по образованию
Государственное образовательное учреждение
высшего профессионального образования
«Омский государственный технический университет»

Г. М. Давидан, И. В. Мозговой, А. Г. Нелин, Е. Д. Скутин

ОСНОВЫ ПРОЕКТИРОВАНИЯ И ОБОРУДОВАНИЕ ПРЕДПРИЯТИЙ ОРГАНИЧЕСКОГО СИНТЕЗА

Учебное пособие

Омск
Издательство ОмГТУ
2008

УДК 66.013.5:66.091 (075)
ББК 65.012.1+35.61 я73
О 75

Рецензенты:

Лобынцева А. Д.,
канд. техн. наук, начальник группы экологии отдела промышленной
безопасности и экологии ОАО «Омскнефтехимпроект»;

Шалыгин С. П.,
канд. хим. наук, доцент кафедры
«Химия и методика преподавания химии» ОмГПУ

О 75 Основы проектирования и оборудование предприятий органического синтеза: учеб. пособие / Г. М. Давидан, И. В. Мозговой, А. Г. Нелин, Е. Д. Скутин. Омск: Изд-во ОмГТУ, 2008. 240 с.

ISBN 978-5-8149-0532-1

Рассматриваются основы проектирования химико-технологических процессов (ХТП) в системе образовательных стандартов по направлению подготовки бакалавров 240100 «Химическая технология и биотехнология» и инженеров по специальности 240401 «Химическая технология органических веществ».

*Печатается по решению редакционно-издательского совета
Омского государственного технического университета.*

**УДК 66.013.5:66.091 (075)
ББК 65.012.1+35.61 я73**

ISBN 978-5-8149-0532-1

© Омский государственный
технический университет, 2008

ПРЕДИСЛОВИЕ

Современные тенденции в высшем образовании всё большее значение придают самостоятельной работе студентов. В этих условиях особое значение приобретает форма общения преподавателя со студентами в период аудиторных занятий. Кроме того, при широком внедрении в жизнь компьютерной техники и использовании разных уровней информационной сети появляется возможность дополнительного общения преподавателя со студентами. Для этого базовое учебное пособие по дисциплине должно учитывать возможность использования его в системе дистанционного обучения.

Данное пособие содержит основы теории проектирования химико-технологических процессов (ХТП) и составлено на основе образовательных стандартов бакалавров по направлению 240100 «Химическая технология и биотехнология» и инженеров по специальности 240401 «Химическая технология органических веществ».

Курс лекций базируется на знаниях, полученных студентами при изучении дисциплин: «Процессы и аппараты химической технологии», «Общая химическая технология», «Экономика и управление производством», «Техническая термодинамика и теплотехника», «Безопасность жизнедеятельности», «Технология переработки нефти и газа», «Химия и технология органических веществ» и др.

В содружестве со специалистами проектных организаций осуществлена попытка систематизации разобъённой информации о технологии проектного дела.

Квалифицированный инженер-технолог, создающий технологический процесс или организующий его эффективную эксплуатацию, систематически анализирует его технический и экономический уровень с уровнем мировых достижений в данной области, находит соответствующие решения технологических проблем, применяет современные средства интенсификации производства.

Учебной программой данной дисциплины, кроме лекционного курса, предусмотрены практические занятия и курсовое проектирование, где студенты получают навыки практического применения теоретических основ проектирования химико-технологических процессов. Полученный опыт курсового проектирования впоследствии используется и в дипломном проектировании.

Пособие составлено таким образом, чтобы студент получил общие представления об инвестиционном процессе, роли проектирования в этом процессе,

сущности проектирования и составе технологической части проекта. На основе излагаемого материала возможна практическая организация квалифицированного анализа эффективности конкретного производственного процесса с выработкой направлений его совершенствования.

Методики расчёта некоторых химико-технологических процессов, приведенные в пособии, могут быть использованы как студентами-выпускниками при работе над дипломным проектом, так и инженерами-производственниками.

В приложении к пособию даны примеры технологических расчётов некоторых нефтехимических процессов и вспомогательный материал, используемый в этих и подобных расчётах, а также ссылки на специальные источники, в которых можно найти детализацию и уточнения по отдельным проблемам.

СПИСОК ТЕРМИНОВ И СОКРАЩЕНИЙ

АСУ ТП – автоматизированная система управления технологическим процессом

АУП – административно-управленческий персонал

БПК – биологическая потребность в кислороде

ВСВ – временно согласованные выбросы

ГПП – главная понижающая подстанция

ЕСКД – единая система конструкторской документации

ЗОС – завод органического синтеза

ИПБ – изопропилбензол

ИТР – инженерно-технические работники

ЛВЖ – легковоспламеняющаяся жидкость

НИИ – научно-исследовательский институт

НИР – научно-исследовательские работы

НИ и ОКР – научно-исследовательские и опытно-конструкторские работы

НП – нефтепереработка

НПЗ – нефтеперерабатывающий завод

НХ – нефтехимия

НХЗ – нефтехимический завод

ОО и НХС – основной органический и нефтехимический синтез

ОС – органический синтез

ПДВ – предельно допустимые выбросы

ПСД – проектно-сметная документация

ПУЭ – правила установки электрооборудования

РП – распределительный пункт

РТП – распределительная трансформаторная подстанция

РУ – распределительное устройство

СЖК – синтетические жирные кислоты

СЖС – синтетические жирные спирты

СНиП – строительные нормы и правила

СМР – строительно-монтажные работы

СПДС – система проектной документации для строительства

ТОО и НХС – технология основного органического и нефтехимического синтеза

ТП – трансформаторная подстанция
ТУ – технические условия
ТЭО – технико-экономическое обоснование
ТЭП – технико-экономические показатели
ТЭЦ – теплоэлектроцентраль
УТОС – установка термического обезвреживания стоков
ХОВ – химически очищенная вода
ХТ – химическая технология
ХТП – химико-технологический процесс
ХТС – химико-технологическая система
ЭЛОУ – электрообессоливающая установка

ВВЕДЕНИЕ

Развитие нефтегазоперерабатывающей и нефтехимической промышленности на современном этапе характеризуется значительным расширением ассортимента и повышением качества выпускаемой продукции, увеличением глубины переработки нефти, строительством наряду с установками большой единичной мощности модульных малотоннажных установок комплексной переработки нефти, газа и газового конденсата, позволяющих получить широкую гамму нефтепродуктов с учётом потребностей в них нефтегазодобывающих районов. Такие малогабаритные установки должны обеспечить не только первичную переработку путём физического разделения газонефтяного сырья, но и проведение вторичных процессов химической переработки с использованием высокоэффективных катализаторов.

Технологическое и аппаратное оформление промышленных процессов разнообразно. Многие нефтехимические процессы начинаются с химических превращений сырья. В результате образуются целевые компоненты в составе большого количества органических веществ – продукты реакции. Получаемую смесь требуется разделить на составляющие компоненты, производить нагрев продуктов, осуществлять механическое разделение различных фаз системы. При этом одинаковые по своей физической природе процессы могут применяться на различных стадиях технологического процесса, обеспечивая получение продукции требуемого качества.

В ряде случаев для проведения различных процессов могут применяться однотипные аппараты и, наоборот, для однотипных по своей природе процессов могут использоваться различные по конструкции аппараты. В учебном курсе *«Процессы и аппараты химической технологии»* изучаются общие закономерности типовых процессов, основанных на физических закономерностях, и аппаратура для их реализации вне зависимости от их места в конкретной технологической цепочке.

Типовые процессы и химические закономерности, на которых они основаны, представляют учебные курсы: *«Общая химическая технология»*, *«Химическая термодинамика в нефтепереработке»*, *«Теория химико-технологических процессов органического синтеза»*.

В свою очередь, химическая технология занимается изучением химико-технологических процессов (ХТП), представляющих собой некую последовательность этих типовых процессов, составленную с определённой целью. Таким образом, ХТП можно рассматривать как химико-технологическую систему (ХТС), состоящую из первичных звеньев – типовых процессов.

В составе ХТС можно также выделить и более крупные составляющие – подсистемы, или методы переработки природного или искусственного сырья в соответствующие продукты. Сочетание методов с определённой целью даёт

возможность комплексной переработки сырья и представляет собой способ или технологию производства, т. е. химико-технологическую систему.

Химическая технология как наука имеет своей целью создание и изучение химико-технологического процесса.

На базе представлений и закономерностей химической технологии осуществляются некоторые целенаправленные действия, представляет собой своеобразный производственный процесс. Продуктом этого процесса является система текстовых и графических документов – проект или, точнее, проектно-сметная документация. Технологию этого процесса изучает дисциплина «*Основы проектирования и оборудование предприятий органического синтеза*».

Проектирование базируется на своей технологии. Это информационная технология, и на выходе данного процесса появляется продукция, которая называется проектно-сметная документация. Это сумма исчерпывающей информации о будущем производстве, которая может быть представлена на бумажных или электронных носителях.

Собственно производство появляется в результате реализации другого длительного и сложного процесса, который называется *инвестиционный процесс* или *инвестирование*. Таким образом, проектирование является одной из составляющих инвестиционного процесса.

Тема 1

Инвестиционный процесс

1.1. Общие положения

Проектирование объектов капитального строительства является сложным видом производственной деятельности, которая реализуется через сеть разнообразных процессов (процедур), осуществляемых в проектной организации.

Процессы охватывают организацию и управление проектным производством, маркетинг и изучение рынка, разработку проектной документации, управление персоналом, информационное обеспечение, материально-техническое снабжение и другие виды работы.

В целях обеспечения эффективности проекта должны быть определены все производственные и вспомогательные процессы, влияющие на качество разрабатываемой проектной продукции и оказываемые проектно-изыскательские услуги. Должен быть также установлен документальный порядок выполнения соответствующих процедур в данной проектной организации.

Проектирование представляет собой процесс создания прогностической информационной модели объекта будущего строительства (*нового или реконструируемого объекта*). Ему предшествует исследовательская работа специализированных организаций, которая обобщается в виде технологического регламента, являющегося основой для проектной проработки.

Основой проектирования могут быть и результаты исследования и анализа действующего производства специалистами-технологами. Суть этих исследований состоит в оценке технико-экономических показателей производства и поиске рациональных технологических решений для улучшения этих показателей.

Информационная модель объекта строительства представляется в виде технической документации установленной формы. Документация содержит сведения об объекте и его связях. Эти сведения необходимы и должны быть достаточны для принятия решения об инвестиционных вложениях в строительство, эксплуатацию, ремонт и ликвидацию (перепрофилирование, утилизацию) конкретного объекта.

Процессы проектирования являются предметом рассмотрения технологии проектирования, которая в целом характеризует способ производства проектной продукции и представляет собой совокупность правил, навыков и других компонентов проектного производства, предназначенных для получения и переработки соответствующей технической документации.

Особенностями технологии проектирования, отличающими её от технологии промышленного производства, является значительная доля творческого

труда специалистов, а также содержание предмета труда – **информация**. *Технология проектирования относится к информационным технологиям.*

Технологию проектирования отличает также взаимодействие специалистов разного профиля (инженеров, экономистов, экологов, управленцев, архитекторов, дизайнеров и др.), необходимое для разработки проекта строительства, что обуславливает потребность в координации работ и согласовании их результатов.

Технология проектирования является центральным звеном проектного дела, в результате функционирования которого на выходе получают проектную продукцию. Все остальные виды деятельности могут рассматриваться в качестве обеспечивающих относительно процедур технологии проектирования.

К основополагающим элементам технологии проектирования следует отнести методы и средства проведения работ. Подходы к проектному производству в целях обеспечения его эффективности и качества выпускаемой продукции развиваются в рамках методического обеспечения технологии проектирования. Практическим механизмом служит система организационно-методической документации (нормативная база) по технологии проектирования.

Процесс проектирования и его продукция – проектно-сметная документация – являются составной частью ещё более сложного многостадийного процесса, который называется «инвестиционный процесс» или «инвестирование». В этом процессе задействовано множество участников, которые целенаправленно действуют в определённой последовательности. Продукцией этого процесса является производство. В нашем случае это нефтехимическое производство.

Одно из значений английского слова **Invest** по-русски означает **вкладывать** (капитал). Отсюда его производное – **Investment (капиталовложение)** – *долгосрочное вложение капитала в какое-либо предприятие или дело (business – бизнес).*

Вложение или инвестирование капитала возможно:

1) *в действующее предприятие* (крупное или небольшое). В данном случае имеет место разовое вложение капитала для приобретения права собственности или части её;

2) *в реконструкцию действующего предприятия* с какой-то целью. Капитальные вложения могут быть собственными или заёмными на определённых условиях;

3) *в создание нового предприятия*. Вложение капитала предполагается на нескольких этапах создания и включения в работу этого предприятия, поддержания устойчивого его функционирования.

Мы будем рассматривать *третий* вариант вложений, *направленных на создание нового промышленного предприятия.*

1.2. Представление об инвестиционном процессе

Существует *система нормативных документов в строительстве*, представляющая собой **Свод правил**. Этот документ, называемый *«Порядок разработки, утверждения и состав обоснований инвестиций в строительство предприятий, зданий и сооружений»* (СП 11-101-2003), регламентирует взаимоотношения между заказчиком и подрядчиком. Это могут быть как физические, так и юридические лица. Отношения между ними регулируются, прежде всего, Гражданским кодексом (ГК) РФ, части 1 и 2, принятым Государственной Думой и утверждённым Президентом РФ 30.11.94 г.

Согласно СП 11-101-2003 *создание объекта строительства осуществляется в непрерывном инвестиционном процессе с момента возникновения идеи (замысла) до сдачи объекта в эксплуатацию.*

Условно инвестиционный процесс можно разделить на несколько больших частей (табл. 1.1):

- предпроектная подготовка или согласование идеи и получение разрешения на строительство;
- разработка и согласование проектно-сметной документации;
- собственно строительство;
- подготовка к пуску и пуск объекта в эксплуатацию.

Эти части, в свою очередь, состоят из этапов. В частности, предпроектная подготовка строительства, как правило, включает три основных этапа:

1-й этап – определение цели инвестирования, назначения и мощности объекта строительства, номенклатуры продукции, места (района) размещения объекта с учётом принципиальных требований и условий заказчика (инвестора);

2-й этап – разработка обоснований инвестиций в строительство на основе полученной информации, требований государственных органов и заинтересованных организаций. Эта информация представляется в объёме, достаточном для следующих действий:

- принятие заказчиком (инвестором) решения о целесообразности дальнейшего инвестирования;
- получение от соответствующего органа исполнительной власти предварительного согласования места размещения объекта (акт выбора участка);
- принятие заказчиком (инвестором) решения о разработке проектной документации;

3-й этап – разработка, согласование, экспертиза и утверждение проектной документации, получение на её основе решения об изъятии земельного участка под строительство.

Таблица 1.1 – 3 страницы

1.3. Возможные риски инвестирования

Кажущаяся простота задачи, определяемая первым этапом, на самом деле таит в себе определённый риск для инвестора. Он может состоять в следующем.

1. *Неопределённость и крайняя неустойчивость рынков как сырья для будущего предприятия, так и сбыта готовой продукции.*

2. *Возможность ухудшения взаимоотношений с исполнительной властью на территории строительства.*

3. *Неустойчивость кредитной системы и поведения кредитора (кредиторов) на протяжении длительного периода освоения инвестиций и получения прибыли для погашения этих кредитов.*

4. *Возможность неправильного выбора исполнителей предпроектной проработки и проектной части, от которых зависит уровень эффективности будущих решений.*

Каждый из этих моментов может стать серьёзной проблемой и причиной неоправданных затрат. Понятно, что рисковать придётся, но к риску надо хорошо подготовиться и попытаться минимизировать будущие потери. Сделать это можно с помощью известных приёмов.

Прежде всего, следует провести так называемые маркетинговые исследования на доступных сегментах рынка, воспользовавшись услугами профессионалов, правильно сформулировав им задачу.

На основании полученных данных разрабатывается бизнес-план, в котором предусматривается порядок поведения инвестора.

На основании этих рекомендаций принимаются конкретные решения.

Техника дела предполагает определённый порядок действий для систематизации информации, проверки степени вероятности желаемого результата и аргументации конкретного решения для убеждения возможных партнёров.

1.4. Понятие о бизнес-плане

Бизнес-план – это систематизированный перечень аргументов, который в своей совокупности показывает целесообразность использования финансовых средств для организации производства конкретного вида продукции или услуг.

Обычно он состоит из следующих разделов:

1. Введение.

2. Оценка рынка сбыта (маркетинговые исследования).

3. План производства:

- характеристика продукции;
- мощности производства;
- план модернизации производства.

4. Конкуренция.

5. Стратегия маркетинга.
6. Организационный план.
7. Юридический план.
8. Финансово-экономический план.
9. Оценка степени риска.
10. Заключение.
11. Приложения.

Перечень и последовательность разделов может быть иной. Они зависят от требований потенциального инвестора и представлений организаторов бизнеса.

Итак, прежде чем принять решение о вложении средств, следует уточнить вероятность их возврата в обозримом будущем.

Необходимо найти применение будущей продукции (конкретному виду услуг). Выяснить условия её реализации, ведь затраченные средства могут быть возвращены только после продажи продукции по цене, превышающей затраты на её производство.

Когда решение принято, цель инвестирования определена, уточнены назначение, мощность объекта строительства, номенклатура продукции, далее предстоит ряд целенаправленных действий с оформлением пакета документов, дающих основание и возможность разработки проектно-сметной документации, согласования и утверждения проекта (табл. 1.1).

1.5. Разработка обоснований инвестиций

Заказчик (инвестор), исходя из целей инвестирования и результатов исследования ситуации на рынке продукции, с учётом решений и рекомендаций, принятых в программах, прогнозах, схемах развития и размещения производительных сил, иных материалов, составляет Ходатайство (Декларацию) о намерениях следующего содержания:

1. Инвестор (Заказчик) – адрес.
2. Местоположение (район) намечаемого к строительству предприятия.
3. Наименование предприятия, его технические и технологические данные, в т. ч.:
 - объём производства промышленной продукции в стоимостном выражении в целом и по основным видам (в натуральном выражении);
 - срок строительства и ввода объекта в эксплуатацию.
4. Примерная численность рабочих и служащих, источники удовлетворения потребности в рабочей силе.
5. Ориентировочная потребность предприятия в сырье и материалах.
6. Ориентировочная потребность предприятия в водных ресурсах (объём, источник водообеспечения).

7. Ориентировочная потребность предприятия в энергоресурсах (электроэнергия, тепло, пар, топливо).

8. Транспортное обеспечение.

9. Обеспечение работников и их семей объектами жилищно-коммунального и социально-бытового назначения.

10. Потребность в земельных ресурсах (с соответствующим обоснованием примерного размера земельного участка и сроков его использования).

11. Водоотведение стоков. Методы очистки, качество сточных вод, условия сброса, использование существующих или строительство новых очистных сооружений.

12. Возможное влияние предприятия на окружающую среду:

– виды воздействия на компоненты природной среды (типы нарушений, наименование и количество ингредиентов-загрязнителей);

– возможность аварийных ситуаций (вероятность, масштаб, продолжительность воздействия).

13. Отходы производства (виды, объёмы, токсичность), их утилизация.

14. Источники финансирования намечаемой деятельности, учредители, пайщики, финансовые институты, коммерческие банки, кредиты.

15. Использование готовой продукции (примерное распределение).

Ходатайство направляется в органы исполнительной власти по месту предполагаемого строительства.

При его разработке необходимо руководствоваться общепризнанными принципами.

Кратко рассмотрим некоторые из них.

Размещение химических предприятий, основываясь на общих принципах размещения национального производства, имеет свои особенности. Они диктуются своеобразием производственных процессов, спецификой воздействия комплекса факторов и условий размещения на территориальную организацию подотраслей и отдельных производств. К ним относятся: природные ресурсы, природные условия, экономические предпосылки, существующее размещение производственных фондов, население и трудовые ресурсы.

Под влиянием совокупности факторов на базе общих принципов размещения производства складывается территориальное разделение труда в химической или нефтеперерабатывающей промышленности.

Специализация предприятий, когда целесообразно использование агрегатов большой мощности.

Однако надо учитывать, что увеличение выработки продукции приводит к концентрации производства продукции на одном предприятии в размерах, иногда превышающих потребности промышленного центра, узла или даже района, в котором оно находится. Это создаёт ряд проблем при реализации избытка продукции за пределы района размещения предприятия.

Важными категориями, определяющими возможные решения по размещению нового производства или увеличению объёма производства выпускае-

мой продукции, являются объём возможного потребления и перспективная потребность района в определённых видах продукции.

Необходимость вывоза излишков производимой продукции порой вызывает серьёзные проблемы и существенно влияет на оценку целесообразности проекта, представляемого на рассмотрение.

Комбинирование процессов и производств.

Комплексность в промышленном использовании вещества и энергии, развивающаяся в форме комбинирования, – это один из основных принципов, реализуемых при проектировании, строительстве и эксплуатации заводов нефтеперерабатывающей и нефтехимической промышленности.

Комбинирование предусматривает одновременное протекание в непосредственной близости различных производственных процессов, что обеспечивает их непрерывность, сокращение длительности производственного цикла и повышение производительности общественного труда за счёт следующих основных факторов:

- уменьшения запасов сырья и полуфабрикатов;
- сокращения складских помещений и устройств;
- снижения издержек на хранение;
- сокращения затрат на перемещение сырья и полуфабрикатов;
- устранения промежуточных операций по подготовке сырья к перемещению и обратной переподготовке к промышленному использованию;
- рационального использования некоторых физических параметров полуфабрикатов (температура, давление и пр.);
- снижения уровня механических потерь сырья и полуфабрикатов;
- уменьшения степени вредного воздействия на окружающую среду.

Что касается основного вопроса, будет ли принято Ходатайство о размещении производства, то принятию решения о целесообразности размещения *предшествует технико-экономическое обоснование*, расчётная часть которого выполняется с помощью экономико-математических методов и ЭВМ.

1.6. Обоснования инвестиций

По результатам положительного рассмотрения Декларации о намерениях заказчик принимает решение о разработке Обоснований инвестиций. Они разрабатываются, как правило, заказчиком с привлечением проектных, проектно-строительных организаций и других юридических и физических лиц, получивших в установленном порядке право на соответствующий вид деятельности (**лицензия**). *Наличие лицензии у партнёра обязательно!*

Заказчик заключает с партнёрами договоры, неотъемлемой частью которых должны быть задания на разработку той или иной части Обоснований. В задании приводятся исходные данные, основные технико-экономические показатели и требования заказчика.

Согласование намеченных в Обоснованиях решений по строительству объекта и условий предварительно согласованного места его размещения производится заказчиком или, по его поручению, юридическими и физическими лицами – разработчиками Обоснований.

Обоснования подлежат государственной экспертизе в установленном порядке.

Материалы обоснований направляют в определенный орган исполнительной власти для оформления *акта выбора земельного участка (площадки, трассы)* для строительства с приложением необходимых согласований и решения об утверждении *предварительного* согласования места размещения объекта.

По отдельным несложным объектам по решению органа исполнительной власти *акт выбора земельного участка*, исходные данные и необходимые согласования могут быть оформлены на основании ходатайства (*декларации*). В этом случае материалы обоснований на заключение в соответствующий орган исполнительной власти не направляют.

Утверждение (одобрение) обоснований заказчиком осуществляется на основе *заключения государственной экспертизы и решения органа исполнительной власти* о согласовании места размещения объекта.

Материалы обоснований могут использоваться заказчиком:

во-первых, для проведения социологических исследований, опросов общественного мнения и референдумов о возможности сооружения объекта;

во-вторых, для разработки бизнес-плана, обеспечивающего подтверждение кредиту или организации гарантии по кредитам, платёжеспособности и финансовой устойчивости предприятия или иного объекта инвестирования в части возможности инвестора выполнения обязательств по долгам;

в-третьих, для переговоров с государственными и местными органами исполнительной власти о предоставлении ему субсидий, налоговых и иных льгот.

В обоснованиях должны выполняться альтернативные проработки и расчёты для всех предложенных земельных участков. В том числе принципиальные объёмно-планировочные решения, а также расчёты по определению эффективности инвестиций, социальных, экологических и других последствий осуществления строительства и эксплуатации объекта, по определению убытков землевладельцев, землепользователей, арендаторов, потерь сельскохозяйственного производства, связанных с изъятием земельного участка и др.

Состав и содержание обоснований должны быть достаточными для проведения необходимых согласований и экспертиз.

Заказчик на договорной основе поручает подготовку обоснований физическому или юридическому лицу, имеющему лицензию на соответствующий род деятельности. Принимать работу (одобрять обоснование) следует только после получения заключения государственной экспертизы и решения органа исполнительной власти о согласовании места размещения объекта.

Тема 2

ХИМИЧЕСКАЯ ТЕХНОЛОГИЯ И ГЕНЕЗИС НОВОГО ТЕХНОЛОГИЧЕСКОГО ПРОЦЕССА

2.1. Химическая технология

Это прикладная наука о наиболее экономичных процессах (с участием физико-химических превращений) производства необходимых человечеству продуктов, предметов и некоторых видов энергии.

В противоположность химику, который может синтезировать в лабораторных условиях нужный продукт в небольшом количестве и часто весьма дорогостоящим способом, технолог ставит своей задачей производство этого продукта в промышленном масштабе при возможно более низких затратах.

Эти две особенности химической технологии (большой масштаб производства и выбор экономичных методов и способов переработки) составляют различие в деятельности химика-технолога и химика-исследователя.

Изучение химической технологии имеет следующие цели:

1) *ознакомление с используемыми в настоящее время методами переработки сырья и производства продуктов – это энциклопедический свод сведений об исходных веществах и применяемых способах работы, представляющий собой введение в изучение химической технологии;*

2) *усвоение общих законов (физических, физико-химических и инженерных), последовательное применение которых даёт возможность оптимального решения технологической проблемы, т. е. создания наилучших (в данных условиях) химической и технологической концепций нового метода.*

В процессе развития химической технологии как науки можно выделить несколько последовательных периодов.

В первом, наиболее раннем периоде ХТ была собранием рецептов и описаний проведения технологических процессов без какого-либо обоснования причин выбора определённого способа работы.

Во втором периоде кроме описания актуальных технологических методов в руководствах по технологии предпринимались попытки анализа некоторых физико-химических явлений и обоснования причин, определяющих выбор рассматриваемого технологического метода.

Третий период, который отчётливо обозначился после Первой мировой войны, можно характеризовать стремлением выделить из технологических процессов единичные физические процессы (общие для многих технологических методов), такие как, например, транспортирование потоков по трубам, теплообмен, фильтрование, дистилляция и т. д.

Учение об этих единичных физических (типовых) процессах в настоящее время представляет собой самостоятельную дисциплину, называемую **инженерной химией**. В отличие от химической технологии, в основе инженерной химии лежат закономерности технической физики.

2.2. Типовые процессы инженерной химии

Эти процессы достаточно изучены и систематизированы. Для большинства из них разработаны теоретические основы и методы расчёта технологических параметров и промышленных аппаратов. Важнейшие из этих процессов представлены в табл. 2.1.

Таблица 2.1

Классификация типовых процессов

Механические и гидромеханические процессы	Теплообменные процессы	Массообменные процессы
Перемещение	Нагревание и охлаждение	Конденсация и сепарация
Осаждение	Выпаривание	Дистилляция
Фильтрование	Возгонка (сублимация)	Ректификация
Центрифугирование	Испарение, конденсация	Абсорбция
Измельчение	Плавление и отвердевание	Адсорбция
Перемешивание		Растворение, кристаллизация
Флотация		Экстракция
Псевдоожижение		Сушка, увлажнение

Каждый из типовых процессов имеет движущую силу, определяющую скорость протекания соответствующего процесса.

В образовательном стандарте специальности предусмотрена соответствующая учебная дисциплина: «Процессы и аппараты химической технологии».

При изучении этой дисциплины необходимо хорошо освоить расчёты следующих (как минимум) единичных процессов:

- теплообмен (нагревание и охлаждение);
- испарение;
- конденсация и сепарация;
- ректификация;
- абсорбция.

2.3. Химические процессы

Уже продолжительное время существует тенденция выделения и систематизации процессов с химическими превращениями в отдельную прикладную науку о промышленных химических процессах (включая теорию химических реакторов), которая базируется на законах химической термодинамики и прикладной кинетики.

Критерии их классификации могут быть различными. Удачным представляется разделение их на восемь классов, три из которых характеризуют процессы, а пять – способы проведения этих процессов (табл. 2.2).

Таблица 2.2

Признаки, характеризующие единичные химические процессы

А	Признаки, характеризующие процесс	Б	Характеристика способов проведения процессов
Тип химической реакции	1. Необратимые реакции 2. Обратимые реакции, в том числе со смещением равновесия (один из реагентов покидает систему) 3. Автокаталитические и цепные реакции 4. Реакции первого порядка 5. Реакции 2-го и более высокого порядка 6. Простые реакции 7. Параллельные реакции 8. Последовательные реакции 9. Каталитические реакции 10. Некаталитические реакции 11. Реакции в диффузионной области процесса 12. Реакции в кинетической области процесса	Термодинамика процесса	1. Изотермические процессы 2. Адиабатические процессы 3. Политропные процессы
		Тип организации процесса	1. Периодические процессы, в том числе батарейные 2. Полунепрерывные процессы 3. Непрерывные процессы 4. Циклические процессы
		Вектор движения реагентов	1. Прямоточные процессы 2. Процессы с постепенным добавлением реагентов 3. Противоточные процессы
Фазовое состояние процесса	1. Гомогенные (однофазные) реакции 2. Двухфазные реакции 3. Гетерогенные (многофазные) превращения	Гидродинамика процесса	1. Полное перемешивание реагентов 2. Многоступенчатое (секционированное) перемешивание 3. Поток без перемешивания в зоне реакции

Окончание табл. 2.2

Энергетическая характеристика	1. Экзотермические процессы 2. Эндотермические процессы 3. Автотермические процессы 4. Процессы, энергия которых отличается от тепловой (фотохимические, электрохимические, с использованием ультразвука, радиохимические)	Характер теплообмен	1. Непрерывный теплообмен 2. Ступенчатый теплообмен 3. Теплообмен через стенку 4. Непосредственный контакт теплоносителей 5. Использование гетерофазных теплоносителей
-------------------------------	---	---------------------	--

В Федеральном образовательном стандарте специальности имеются две учебные дисциплины данной области знаний, а именно: «*Общая химическая технология*» и «*Теория химико-технологических процессов органического синтеза*».

В процессе изучения этих дисциплин необходимо обязательно освоить принципы расчётов следующих технологических показателей:

- степени превращения (конверсии) сырья;
- выхода целевого продукта от стехиометрически возможного;
- выхода целевого продукта от термодинамически возможного;
- практического выхода целевого продукта;
- интегрального выхода;
- селективности процесса;
- интегральной селективности;
- удельного расхода сырья, материалов и энергии (расходных коэффициентов).

2.4. Системный подход в проектировании

Для создания ХТП нужно не только знать методы химического производства и уметь выделять единичные элементарные процессы (**операторы**), но и выявлять методы наиболее рационального (*технически и экономически*) перехода в промышленном масштабе от сырья к конечному химическому продукту.

Занимается этим наука о проектировании технологического процесса, основанная на теории эксперимента, общих технологических принципах, теориях подобия, моделирования и оптимизации.

Производство является физическим воплощением теоретических положений, обеспечивающих получение целевой продукции требуемого качества с учётом известных ограничений и условий, связанных с особенностями технологии этого производства.

Разработка технологии основного органического и нефтехимического синтеза (ТОО и НХС) – многоэтапный процесс, характеризующийся различными техническими и организационными мероприятиями. На каждом из этапов разработки технологии возникает множество вопросов, ответы на которые мо-

гут быть найдены в результате глубокого исследования как функционирования отдельных аппаратов и установок, так и всего производства. Такая совокупность методов, включая системный подход, представляющая логически стройную последовательность операций разработки и проектирования сложных систем, называется системотехникой.

Системотехника обеспечивает взаимосвязь между фундаментальными областями науки и технологией, а также максимально эффективное использование теории на практике, что может быть сделано только на системной основе. Системотехник объединяет специалистов разных профилей для совместного решения сложной задачи. Наиболее эффективно такие задачи могут решать опытные инженеры-химики-технологи широкого профиля.

Разработка любого реального химико-технологического объекта базируется на анализе комплекса химических, физических, механических, теплотехнических и экономических явлений и требует **системного анализа**, который рассматривает совокупность всех процессов данного производства как неразрывную **систему** отдельных технологических операций и процессов. Эффективность работы системы (производства) зависит (непосредственно или косвенно) от устойчивой работы всех составляющих ее частей (**подсистем**). Например, нельзя разрабатывать технологию разделения сложных смесей без учета специфики эксплуатации **подсистемы химического превращения сырья** и, наоборот, необходимо учитывать особенности **подсистемы разделения реакционной массы** при создании реакторного узла. Решение этих задач осуществляется на основе **системно-структурного анализа**, рассматривающего каждую операцию как часть всего сложного процесса получения продукта ОО и НХС.

Системный подход определяет материальные и энергетические потоки понятием **связь**, а аппараты, соединяемые связями, называет **элементами**. При этом процессы (физические и/или химические), которые протекают в этих аппаратах, называются **операторами**.

Расчет материальных и энергетических потоков, обладающих определёнными свойствами и параметрами, а также параметров работы отдельных элементов позволяет оценить особенности любой проектируемой подсистемы технологического объекта. При этом имеется в виду, что рассматриваемый объект предназначен для осуществления определённого технологического оператора, результатом которого является получение продукта или полупродукта.

Таким образом, разработку технологии производства как химико-технологической системы осуществляют по следующим этапам:

- согласование и распределение материальных и энергетических потоков (связей), определение общей нагрузки на аппараты (элементы);
- выбор и расчёт технологического оборудования;
- определение затрат на всё производство и анализ различных вариантов технологических схем;

- окончательный выбор технологической схемы производства.

Выполнение первого этапа возможно после изучения особенностей химических превращений, физико-химических свойств различных смесей, образующихся на отдельных этапах, и выявления всех ограничений.

Каждую технологию производства продуктов ОО и НХС, представляющую систему, необходимо рассматривать как единство противоположностей: ее целостности и членимости.

Возможность и необходимость членимости при изучении производства как системы отражает одну из общих сторон ее структуры и характеризуется тремя признаками:

- качественной спецификой частей системы;
- числом частей, на которые расчленяется рассматриваемая система;
- взаиморасположением частей системы в пространстве и времени.

При рассмотрении любого производства как сложной системы предварительно необходимо изучить связи между элементами (аппаратами), выявить совокупность управляемых и неуправляемых параметров, способных влиять на показатели разрабатываемого процесса. К ним обычно относят:

- составы потоков, их расходы, давления и температуры;
- температуру и давление в аппаратах;
- количество подводимой и отводимой энергии;
- параметры теплоносителя (хладагента) и т. д.

Это основные показатели, от которых зависит эффективность протекания химического превращения сырья, чистота и полнота выделяемых компонентов, энергетические и капитальные затраты на производство продуктов.

При разработке и исследовании сложных систем, в т. ч. и химико-технологических объектов, выделяют, как правило, два класса основных задач:

- **задачи синтеза**, сводящиеся к выбору структуры и значений параметров ее эксплуатации на основе заданных свойств системы;
- **задачи анализа**, связанные с изучением свойств поведения системы в целом в зависимости от структуры и значений параметров составляющих ее элементов.

Таким образом, создание ХТС включает квалифицированный выбор типов элементов и структуры технологических связей между ними, определение параметров работы подсистем, элементов и связей системы, которые должны обеспечивать максимальную эффективность работы производства.

2.5. Порядок разработки, согласования и утверждения проектно-сметной документации

2.5.1. Разработка проектной документации на строительство (*новое строительство, расширение, реконструкцию и техническое перевооружение*) объектов осуществляется на основе утверждённых обоснований инвестиций в строительство предприятия. Проектной документацией детализируются принятые в обоснованиях решения и уточняются основные ТЭП.

При разработке проектной документации руководствуются законодательными и нормативными актами Российской Федерации (РФ) и субъектов РФ, инструкцией «*О порядке разработки, согласования, утверждения и составе проектной документации на строительство*», а также иными государственными документами, регулирующими инвестиционную деятельность по созданию и воспроизводству основных фондов.

Основным проектным документом на строительство является, как правило, ТЭО (*проект*) строительства. На основании утверждённого в установленном порядке ТЭО строительства разрабатывается рабочая документация.

Для технически и экологически сложных объектов и при особых природных условиях строительства по решению заказчика (*инвестора*) или заключению государственной экспертизы одновременно с разработкой рабочей документации и осуществлением строительства могут выполняться дополнительные детальные проработки проектных решений по отдельным объектам, разделам и вопросам.

Для объектов, строящихся по проектам массового и повторного применения, а также других технически несложных объектов на основе утверждённых (*одобренных*) обоснований инвестиций в строительство или градостроительной документации может разрабатываться рабочий проект (*утверждаемая часть и рабочая документация*) или рабочая документация.

Основной документ, регулирующий правовые и финансовые отношения, взаимные обязательства и ответственность сторон, – договор (*контракт*). Неотъемлемая часть договора (*контракта*) – задание на проектирование.

Состав и содержание задания на проектирование для объектов производственного назначения включает ряд документов.

1. Основание для проектирования.
2. Вид строительства.
3. Стадийность проектирования.
4. Требования по вариантной и конкурсной разработке.
5. Особые условия строительства.
6. Основные ТЭП, в т. ч. мощность, производительность, производственная программа.

7. Требования к качеству, конкурентоспособности и экологическим параметрам продукции.
8. Требования к технологии, режиму предприятия.
9. Требования к архитектурно-строительным, объёмно-планировочным и конструктивным решениям.
10. Выделение очередей и пусковых комплексов, требования по перспективному расширению предприятия.
11. Требования и условия к разработке природоохранных мер и мероприятий.
12. Требования к режиму безопасности и гигиене труда.
13. Требования по ассимиляции производства.
14. Требования по разработке инженерно-технических мероприятий ГО и МЧС.
15. Требования по выполнению научно-исследовательских и опытно-конструкторских (НИ и ОКР) работ.
16. Состав демонстрационных материалов.

В случаях, когда в договоре не отражены специальные требования о составе выдаваемой заказчику проектной документации, в неё не включаются расчёты: строительных конструкций; технологических процессов и оборудования; объёмов строительно-монтажных работ; потребности в материалах, трудовых и энергетических ресурсах. Эти материалы хранятся у разработчика проектной документации и предоставляются заказчику или органам государственной экспертизы по их требованию.

Заказчики проектной документации и проектировщики обязаны своевременно вносить в рабочую документацию изменения, связанные с введением в действие новых нормативных документов.

Разработка проектной документации осуществляется при наличии:

– утверждённого решения о предварительном согласовании места размещения объекта на основе согласованных (одобренных) обоснований инвестиций или иных предпроектных материалов:

- договора;
- задания на проектирование;
- материалов инженерных изысканий.

При проектировании предприятий, зданий и сооружений производственного назначения учитывают решения, принятые в схемах и проектах районной планировки, генеральных планах городов, посёлков и сельских поселений, проектах планировки жилых, промышленных и других функциональных зон.

Проектная документация разрабатывается преимущественно на основе конкурсов, в том числе через торги подряда (*тендеров*).

2.5.2. Согласование. Проектная документация, разработанная в соответствии с государственными нормами, правилами и стандартами, что должно быть удостоверено соответствующей записью ответственного за проект лица (*главного инженера проекта, главного архитектора проекта, управляющего проектом*), не подлежит согласованию с органами государственного надзора и с другими заинтересованными организациями, за исключением случаев, предусмотренных законами РФ.

Обоснованные отступления от требований нормативных документов допускаются только при наличии разрешений органов, которые утвердили и/или ввели в действие эти документы.

Проекты, рабочие проекты на строительство объектов, независимо от источников финансирования, форм собственности и принадлежности, подлежат государственной экспертизе в соответствии с Порядком, установленным в РФ.

2.5.3. Утверждение проектов, рабочих проектов на строительство объектов в зависимости от источников его финансирования производится:

1) при строительстве за счёт государственных капитальных вложений из республиканского бюджета в порядке, установленном Минстроем России совместно с другими заинтересованными министерствами и ведомствами;

2) при строительстве за счёт капитальных вложений, финансируемых из соответствующих бюджетов республик в составе РФ, краёв, областей, автономных образований, городов Москвы и Санкт-Петербурга соответствующими органами государственного управления или в установленном ими порядке;

3) при строительстве за счёт собственных финансовых ресурсов, заёмных и привлечённых средств инвесторов (включая иностранных) – непосредственно заказчиками (инвесторами).

2.6. Состав и содержание проектной документации

Проект на строительство предприятий, зданий и сооружений производственного назначения включает следующие разделы:

- 1) общую пояснительную записку,
- 2) генеральный план и транспорт,
- 3) технологические решения,
- 4) организацию и условия труда работников,
- 5) управление производством и предприятием,
- 6) архитектурно-строительные решения,
- 7) инженерное оборудование, сети и системы,
- 8) организацию строительства,
- 9) охрану окружающей среды,

- 10) инженерно-технические мероприятия гражданской обороны. Мероприятия по предупреждению чрезвычайных ситуаций,
- 11) сметную документацию,
- 12) эффективность инвестиций.

2.6.1. Рекомендуемый состав и содержание разделов проекта включает общую пояснительную записку, в состав которой входят:

- основание для разработки проекта;
- исходные данные для проектирования, краткая характеристика предприятия и входящих в его состав производств;
- данные о проектной мощности и номенклатуре, качестве, конкурентоспособности, техническом уровне продукции, сырьевой базе, потребности в топливе, воде, тепловой и электрической энергии, комплексном использовании сырья, отходов производства, вторичных энергоресурсов;
- сведения о социально-экономических условиях строительства;
- основные показатели по генеральному плану, инженерным сетям и коммуникациям, мероприятия по инженерной защите территории;
- общие сведения, характеризующие условия и охрану труда работающих, санитарно-эпидемиологические мероприятия, основные решения, обеспечивающие безопасность труда и условия жизнедеятельности мобильных групп населения;
- сведения об использованных в проекте изобретениях;
- технико-экономические показатели, полученные в процессе разработки проекта, их сопоставление с показателями утверждённого (*одобренного*) обоснования инвестиций в строительство, установленными заданием на проектирование;
- выводы и предложения по реализации проекта;
- сведения о проведённых согласованиях проектных решений;
- подтверждение соответствия разработанной проектной документации государственным нормам, правилам, стандартам, исходным данным, а также техническим условиям и требованиям, выданным органами Госнадзора (контроля) и заинтересованными организациями при согласовании места размещения объекта;
- оформленные в установленном порядке согласования об отступлении от действующих нормативных документов.

2.6.2. Генеральный план и транспорт содержит:

- краткую характеристику района и площадки строительства;
- решения и показатели по генеральному плану (*с учётом зонирования территории*), внутриплощадочному и внешнему транспорту, выбор вида транспорта;

- основные планировочные решения, мероприятия по благоустройству территории;
- решения по расположению инженерных сетей и коммуникаций;
- организацию охраны предприятия.

2.6.3. Основные чертежи включают:

- ситуационный план размещения предприятия, здания, сооружения с указанием на нём существующих и проектируемых внешних коммуникаций, инженерных сетей и селитебных территорий, границы санитарно-защитной зоны, особо охраняемые территории. Для линейных сооружений приводится план трассы (*внеплощадочная и внутриплощадочная*), а при необходимости – и продольный профиль трассы;
- картограмму земляных масс;
- генеральный план, на котором нанесены существующие и проектируемые (*реконструируемые*), подлежащие сносу здания и сооружения, объекты охраны окружающей среды и благоустройства, озеленения территории и отмечены принципиальные решения по расположению внутриплощадочных инженерных сетей и транспортных коммуникаций, планировочные отметки территории. Выделяются объекты, сети и транспортные коммуникации, входящие в пусковые комплексы.

2.7. Сметная документация

Для определения сметной стоимости строительства предприятий, зданий и сооружений (или их очередей) составляется сметная документация в соответствии с положениями и формами, приводимыми в нормативно-методических документах Минстроя России.

Основные положения по составлению этой документации приведены в данном подразделе.

2.7.1. Состав документации на отдельных этапах разработки следующий

А. На стадии «*проект*» состоит из:

- 1) сводных сметных расчётов стоимости строительства и при необходимости сводки затрат;
- 2) объектных и локальных сметных расчётов;
- 3) сметных расчётов на отдельные виды затрат (*в том числе на проектные и изыскательские работы*).

Б. На стадии «*рабочая документация*» включает объектные и локальные сметы.

Для определения стоимости строительства рекомендуется использовать действующую сметно-нормативную (*нормативно-информативную*) базу, разрабатываемую и вводимую в действие в установленном порядке.

Стоимость строительства в сметной документации заказчика рекомендуется приводить в двух уровнях цен: в базисном (*постоянном*) уровне, определяемом на основе действующих сметных норм и цен, и в текущем или прогнозном уровне, определяемом на основе цен, сложившихся ко времени составления смет или прогнозируемых к периоду осуществления строительства.

В состав сметной документации проектов строительства включается также пояснительная записка, в которой приводятся данные, характеризующие используемую сметно-нормативную базу, уровень цен и другие сведения, отличающие условия данной стройки.

В результате совместного решения заказчика и подрядной строительно-монтажной организации оформляется протокол (*ведомость*) свободной (*договорной*) цены на строительную продукцию по соответствующей форме.

При составлении сметной документации, как правило, используется ресурсный (*ресурсно-индексный*) метод, при котором сметная стоимость строительства определяется на основе данных проектных материалов о потребных ресурсах (*рабочей силе, строительных машинах, материалах и конструкциях*) и текущих (*прогнозных*) ценах на эти ресурсы.

В сводном сметном расчёте отдельной строкой предусматривается резерв средств на непредвиденные работы и затраты, исчисляемый от общей сметной стоимости (*в текущем уровне цен*), в зависимости от степени проработки и новизны проектных решений. Для строек, осуществляемых за счёт капитальных вложений, финансируемых из республиканского бюджета, размер резерва не должен превышать 3 % по производственным объектам и 2 % – по социальным.

Дополнительные средства на возмещение затрат, выявившихся после утверждения проектной документации в связи с введением по решениям Правительства РФ повышающих коэффициентов, льгот, компенсаций и др., следует включать в сводный сметный расчёт отдельной строкой с последующим изменением итоговых показателей стоимости строительства и утверждением произведённых уточнений инстанцией, утвердившей проектную документацию.

2.7.2. Эффективность инвестиций. На основе количественных и качественных показателей, полученных при разработке соответствующих разделов проекта, выполняются расчёты эффективности инвестиций.

Производится сопоставление обобщённых данных и результатов расчётов с основными технико-экономическими показателями, определёнными в составе обоснований инвестиций в строительство данного объекта, заданием на проектирование и на его основе принимается окончательное решение об инвестировании и реализации проекта.

Примерный перечень ТЭП для объектов производственного назначения приведен в табл. 2.3.

Таблица 2.3

Примерный перечень ТЭП для объектов производственного назначения

№ п/п	Наименование показателя	Единица измерения
1	Мощность предприятия, годовой выпуск продукции: - в стоимостном выражении - в натуральном выражении	млн руб. в соответствующих единицах
2	Общая площадь участка	га
3	Коэффициент застройки	
4	Удельный расход на ед. мощности: - электроэнергии - воды - природного газа - мазута	кВт·ч тыс. м ³ тыс. м ³ т
5	Общая численность работающих	чел.
6	Годовой выпуск продукции на одного работающего: - в натуральном выражении - в стоимостном выражении	ед./чел. тыс. руб./чел.
7	Общая стоимость строительства, в том числе СМР	млн руб. млн руб.
8	Удельные капитальные вложения	руб./ед. мощности
9	Продолжительность строительства	мес.
10	Стоимость основных производственных фондов	млн руб.
11	Себестоимость продукции	тыс. руб./ед.
12	Балансовая (валовая) прибыль	тыс. руб.
13	Чистая прибыль	тыс. руб.
14	Уровень рентабельности производства	%
15	Внутренняя норма доходности	%
16	Срок окупаемости	лет
17	Срок погашения кредита и др. заёмных средств	лет

Настоящий раздел выполняется в соответствии с Методическими рекомендациями по оценке эффективности инвестиционных проектов и их отбору для финансирования, утверждёнными Госстроем России, Минэкономики России, Минфином России, Госкомпромом России (№7-12/47 от 31.03.94).

В соответствующих разделах проекта следует приводить:

- 1) спецификации оборудования, составляемые применительно к форме, установленной государственными стандартами СПДС;
- 2) исходные требования к разработке конструкторской документации на оборудование индивидуального изготовления, что оговаривается в контракте.

2.8. Начальная технологическая концепция или выбор и обоснование технологии производства

Концепция основывается на лабораторных работах, относящихся к тем же этапам и той же последовательности элементов процесса, что и в будущем промышленном производстве. Затем учитываются технические и экономические требования. Следовательно, в схему технологической концепции нужно ввести элементы, не учтённые в лабораторных исследованиях, такие как транспортирование материалов между аппаратами и способы работы, понижающие стоимость проведения процесса (например, теплообмен, непрерывные операции, противоток, рециркуляция и т. д.). При этом используются возможности рационального оформления единичных элементов:

- 1) применение различных аппаратов и аппаратурных развязок;
- 2) ведение процессов периодически, полунепрерывно или непрерывно;
- 3) применение прямотока, противотока или смешанных направлений движения материалов или тепловых потоков;
- 4) использование перемешивания, приближённого к полному смешению, или проведение химического превращения без перемешивания в зоне реакции;
- 5) составление схем с замкнутыми циклами (рециркуляция) и т. д.

В случае использования технологии базового процесса для улучшения ТЭП он подвергается анализу с учётом современных научно-технических достижений. Выделяются неудовлетворительные технико-экономические показатели процесса, определяются причины отклонения и недостатки технологии, ухудшающие ТЭП («узкие места»). Выбираются наиболее рациональные технологические решения, которые разрабатываются применительно к действующему (базовому) производству, планируется т. н. «расшивка» узких мест.

При предварительном выборе решения руководствуются общими технологическими принципами:

- 1) процесс проводится при возможно высокой движущей силе и наилучшем использовании разностей потенциалов на каждом этапе процесса;
- 2) наилучшее использование сырья, энергии, оборудования;
- 3) учёт сопротивления системы, оказываемого превращению;
- 4) технологическая соразмерность, т. е. устранение противоречий, возникающих при использовании двух первых принципов.

Следует руководствоваться основными принципами проектирования:

- 1) безопасность ХТП для людей и окружающей среды;
- 2) экономическая целесообразность.

Принимаемые решения при создании технологического процесса должны быть оптимальными с технической и экономической точки зрения.

Из методических соображений целесообразно уточнить смысл и взаимоотношение понятий химической технологии. Условно расположим их в следующей последовательности: «типовой процесс», «метод» и «способ».

2.8.1. Типовой (или элементарный) процесс – процесс химической технологии, осуществляемый в ограниченном пространстве на основе конкретной закономерности и характеризующийся движущей силой. С помощью типового процесса невозможно решить технологическую задачу. Понимание его сущности необходимо для сознательного конструирования более сложного понятия «метод химической технологии». Например, типовой процесс «ректификация» определяют как параллельный тепло- и массообмен на контактном устройстве.

2.8.2. Метод химической технологии – совокупность типовых процессов, составленных в определённой последовательности на базе одного из типовых процессов с конкретной целью. Например, метод ректификации представляет собой совокупность типовых процессов: ректификации, теплообмена, перемещения жидкости. С помощью метода возможно решение несложных технологических задач. Например, разделение углеводородной смеси с получением двух продуктов заданной чистоты. Причём использование того или иного метода становится целесообразным для данной цели при определённых обстоятельствах.

2.8.3. Способ химической технологии или технология ХТП – совокупность методов, составленных в определённой последовательности с заданной целью. Например, абсорбционно-ректификационный способ. Суть его заключается в том, что в начало ХТП поставлен метод абсорбции и затем десорбированные компоненты разделяют с помощью метода ректификации.

Определения эти не могут претендовать на абсолютную точность и всеобъемлемость, но могут быть полезны для систематизации представлений с учебной целью.

Выбор технологии заканчивается разработкой конкретной структурной схемы, представляющей собой первое обобщённое изображение ХТП в виде стадий (подсистем) и их взаимосвязи посредством основных материальных потоков (связей).

Таким образом, с учётом изложенного, конструируется первый вариант структурной схемы с выделением технологических блоков, изображаемых в виде прямоугольников; в них указывается название подсистемы, в которой осуществляется химическое или фазовое превращение исходных веществ. Материальные потоки обозначаются порядковыми числами, в соответствии с которыми составляется экспликация этих потоков.

Следующим этапом является подбор соответствующих типовых процессов для каждой стадии. Составленные в технологической последовательности, эти процессы образуют принципиальную технологическую схему ХТС.

Проектировщик должен помнить главную задачу, а именно: *получение на выходе целевой продукции заданного качества с достаточно высоким выходом и минимальными затратами при обязательном соблюдении ограничений.*

2.9. Исходные материалы для проектирования

В состав исходных материалов, необходимых для проектирования технологической установки, входят:

- исходные данные по процессу;
- утвержденное задание на проектирование;
- технические условия проектирования.

2.9.1. Исходные данные по процессу. Основным документом для разработки проекта нового производственного процесса является технологический регламент, состав и объем которого определен эталоном. Ответственным за составление и выдачу технологического регламента является научно-исследовательский институт по данному процессу, который при необходимости привлекает к составлению регламента другие организации. В составлении регламента на договорных началах с НИИ может участвовать проектная организация, которая ставит и уточняет требования к регламенту в соответствии с эталоном, прорабатывает инженерные решения, подлежащие отражению в регламенте.

Технологический регламент, составленный научно-исследовательским институтом, согласовывает проектная организация и утверждает заказчик.

Регламент для проектирования производственных процессов содержит следующие сведения:

1) *литературные данные* о процессе в России и за рубежом; обзор НИР по отдельным стадиям процесса; описание технологических схем опытных и полужаводских установок, на которых отрабатывался процесс, а также изложение результатов, полученных на этих установках;

2) *техническую характеристику* исходного сырья, основных продуктов и вспомогательных материалов (включая воду, сжатый воздух и азот для технологических целей); области применения основных продуктов;

3) *физико-химические константы и свойства* исходных, промежуточных и конечных продуктов;

4) *химизм процесса* по стадиям, физико-химические основы процесса;

5) *принципиальную технологическую схему* производства в графическом виде с кратким описанием;

6) *рабочие технологические параметры* (давление, температура, объемная или линейная скорость, степень превращения и т. п.) по каждому узлу; условия приготовления и регенерации реагентов и катализаторов;

7) *постадийный материальный баланс* производства в виде таблиц;

8) *техническую характеристику* побочных продуктов и отходов; направление их утилизации;

9) *математическую модель* технологических процессов, составляющих способ производства;

10) *рекомендации по конструированию* основного технологического оборудования и защите строительных конструкций от разрушающего воздействия новых продуктов;

11) *рекомендации для проектирования* АСУ ТП;

12) *рекомендации по осуществлению* аналитического контроля;

13) *методы и технологические параметры* очистки загрязненных сточных вод, обезвреживания газовых выбросов и ликвидации вредных отходов;

14) *мероприятия по технике безопасности, промышленной санитарии и противопожарной профилактике*;

15) *патентный формуляр*, определяющий патентную чистоту процесса в России;

16) *экономическое обоснование* процесса, включающее прогноз потребности рынка в товарном продукте и обеспеченности производства сырьем на перспективу.

При выполнении обосновывающих материалов к генеральной схеме развития целесообразно иметь технологический регламент, который в этом случае можно представлять в сокращенном объеме. Вопрос о том, какие разделы регламента могут быть исключены или сокращены, решают совместно НИИ и проектный институт.

При проектировании традиционных, хорошо изученных и освоенных процессов (например, первичной перегонки нефти, каталитического риформинга и т. п.) от разработки технологического регламента можно отказаться. В этом случае исследовательская организация представляет исходные данные по процессу, содержащие характеристику сырья и продуктов, режим процесса, материальный баланс, дополнительные данные, в которых отражаются сведения об усовершенствованиях, внесенных в процесс на основании научно-исследовательских работ и обобщения опыта эксплуатации.

Обычно технологический регламент или исходные данные по процессу составляют специализированные НИИ. Исходные данные, представляемые академическими и учебными институтами, обычно не учитывают специфических условий проектирования и эксплуатации, не отличаются необходимой полнотой. Поэтому вузам и институтам РАН, ведущим разработку технологических

процессов, целесообразно привлекать НИИ к составлению исходных данных для проектирования.

Получив исходные научно-исследовательские данные, проектировщик обязан детально проанализировать их и прежде всего выяснить, обладают ли эти данные требуемой полнотой и обеспечивают ли они наиболее экономичный способ производства целевых продуктов. Необходимо убедиться, достаточен ли объем экспериментальных исследований для того, чтобы приступить к проектированию, проверен ли процесс на опытно-промышленной или хотя бы на опытной установке. Практика показывает, что при освоении процессов, при разработке которых ограничились лабораторными исследованиями и не провели проверку на опытных установках, возникают значительные сложности.

Изучая данные НИР, выявляют, позволяют ли они произвести необходимые технологические расчеты и выбор оборудования. Если в процессе участвуют малоисследованные промежуточные или конечные продукты, то в регламентах должны содержаться исчерпывающие сведения об их физико-химических свойствах.

Особое внимание уделяют выбору сырья, реагентов, растворителей и катализаторов. Требования к их качеству должны соответствовать действующим стандартам. В том случае, когда по условиям процесса необходимы сырье и реагенты, отличающиеся по качеству от норм (более высокая концентрация основного вещества, более жесткие требования к физико-химическим показателям и т. д.), еще на стадии подготовки исходных данных для проектирования решают вопросы снабжения проектируемого производства такого рода сырьем или реагентом. Если нет уверенности в том, что продукт требуемого качества может быть получен извне, то объекты по улучшению качества должны быть предусмотрены в составе проектируемого производства. Регламент должен содержать сведения о промышленном производстве катализаторов и реагентов.

Несоблюдение упомянутых выше требований приводит к большим затруднениям при освоении технологических установок, может быть причиной их многолетней неэффективной эксплуатации или простоев.

При рассмотрении регламента следует детально проанализировать, насколько реальна регулярная поставка сырья для вновь проектируемого производства, не является ли предложенное исследовательской организацией сырье дорогостоящим или дефицитным.

При выборе того или иного способа производства доступность сырья должна быть одним из определяющих факторов.

Рекомендуемая в регламенте технология должна исключать загрязнение воздушного бассейна, водоемов и почвы вредными выбросами. Если в производстве будут выделяться в атмосферу вредные вещества, образовываться загрязненные стоки, регламент должен содержать подробную характеристику вредных выбросов и стоков и рекомендации по их очистке. Не могут быть при-

няты к проектной проработке технологические процессы, в которых образуются трудноочищаемые или сбрасываемые в водоем твердые отходы.

В технологических процессах исключают или сводят к минимуму применение ядов – дихлорэтана, соединений ртути, цианистых соединений и др.

2.9.2. Технические условия на проектирование. В этом документе должны быть приведены общие сведения о предприятии, на котором намечается строительство технологического производства. ТУ состоят из нескольких частей, каждая из которых освещает соответствующий раздел проекта. В технологической части ТУ отражают следующие сведения:

- 1) качество сырья и возможные пределы его колебаний; способ подачи сырья (по трубопроводу, прокладываемому в земле, в канале или по эстакаде; по железной дороге и т. п.), параметры (расход, давление, температуру) сырья;
- 2) состав инертного газа, включая сведения о содержании в нем масла и его параметры;
- 3) характеристику воздуха для снабжения пневматических систем контрольно-измерительных и регулирующих приборов и воздуха для технологических и ремонтных нужд (параметры, точка росы, содержание масла);
- 4) характеристику топливного газа (энтальпию, плотность, параметры);
- 5) характеристику мазута – топлива для печей (энтальпию, температуру, вязкость при температуре перекачки, кратность циркуляции, давление в прямой и обратной линии);
- 6) характеристику реагентов, способ их подачи на установку (по трубопроводу, в автоцистернах, в таре и т. п.), параметры;
- 7) состав и параметры водородсодержащего газа;
- 8) наличие на предприятии систем сброса газа от предохранительных клапанов и давление в них;
- 9) параметры, с которыми должны выводиться с установки целевые продукты;
- 10) пути использования и параметры на выходе из цеха некондиционных продуктов и отходов производства;
- 11) тип изоляции технологических и паровых трубопроводов;
- 12) фоновые концентрации вредных веществ в атмосферном воздухе;
- 13) перечень передвижных грузоподъемных средств предприятия, которые могут быть использованы для ремонтных нужд на производстве (с указанием типа и технической характеристики).

Разрабатывая технологическую часть проекта, используют сведения и из других разделов ТУ, например из раздела «Теплоснабжение» данные о системах пароснабжения, обогрева трубопроводов, из раздела «Водоснабжение» сведения о системах водоснабжения и канализации на предприятии и т. д.

Технические условия на проектирование составляет генеральная проектная организация с привлечением при необходимости субпроектировщика, выполняющего проект конкретного производства. Они являются неотъемлемой частью задания на проектирование и должны представляться исполнителю проекта установки одновременно с заданием. Целесообразно иметь единые ТУ на проектирование НХЗ (НПЗ, ЗОС), в которые рекомендуется вносить изменения и дополнения, учитывающие специфику проектируемого производства.

В составе документов системы нормативной документации для проектных организаций химической промышленности разработан эталон ТУ, которым следует руководствоваться при проектировании НПЗ, НХЗ и ЗОС.

2.10. Разработка схем химико-технологических систем

Создание технологической схемы производства, представляющего собой ХТС, является одним из важнейших этапов при разработке проекта. При работе над схемой проектировщик-технолог должен обеспечить возможность выработки необходимого ассортимента продуктов нужного качества при минимальных капитальных затратах и эксплуатационных расходах, гарантировать бесперебойную работу запроектированного производства, безопасность и надежность эксплуатации. Следует иметь в виду особенности производства в целом и взаимодействие в нём всех составляющих (технологические узлы, материальные и прочие потоки, оборудование, коммуникации, люди и т. п.).

Разработка технологической схемы включает ряд этапов:

- 1) анализ и обоснование выбранного способа производства;
- 2) определение перечня технологических операций, намечаемых к реализации на установке, и составление вариантов принципиальных технологических схем;
- 3) расчет материальных балансов установки по стадиям;
- 4) расчет и выбор технологического оборудования;
- 5) проектирование обвязки оборудования трубопроводами и вычерчивание рабочей технологической схемы;
- 6) разработку схем автоматизации технологического процесса.

Задача анализа и обоснования выбранного способа производства в настоящее время облегчается тем, что способ производства рекомендуется в технологическом регламенте или научно-исследовательских данных, заменяющих регламент. Для традиционных процессов при выборе способа производства руководствуются накопленным опытом проектирования, учитывают результаты промышленной эксплуатации аналогичных производств.

При проектировании, например, установок первичной перегонки нефти важной задачей проектировщика-технолога является выбор одной из трех схем атмосферной разгонки нефти:

- 1) с одной сложной ректификационной колонной;
- 2) с предварительным испарителем и ректификационной колонной;
- 3) с предварительной отбензинивающей колонной и основной ректификационной колонной (двукратное испарение).

Первая схема применяется для стабилизированных хорошо обессоленных и обезвоженных нефтей, в которых невелико содержание бензиновых фракций (до 15 % масс.).

Вторая схема. Если нефть плохо обессолена или содержит большое количество бензиновых фракций, то возникает опасность чрезмерного увеличения давления в теплообменниках и трубах печного змеевика, а также отложения минеральных солей в змеевике и, как следствие, прогара печных труб. В таком случае нефть предварительно нагревается технологическими потоками в теплообменниках и освобождается от лёгких фракций в испарителе-сепараторе, после чего направляется через печь в ректификационную колонну.

Третья схема. При двукратном испарении газ, вода и значительная часть бензина удаляются из нефти до ее поступления в печь, что облегчает условия работы как печи, так и основной ректификационной колонны. Схема с двукратным испарением особенно удобна в тех случаях, когда возможно частое изменение типа перерабатываемой нефти. Недостатки этой схемы — необходимость подогрева нефти до более высокой температуры и наличие удвоенного количества ректификационных колонн, сырьевых и рефлюксных насосов, конденсаторов-холодильников и емкостей.

При переработке углеводородных газов используют абсорбционно- и конденсационно-ректификационные способы извлечения целевых компонентов из газов. Выбор способа обуславливается составом сырья, требованиями, предъявляемыми к продукции, зависит от наличия на предприятии тех или иных хладагентов.

Абсорбционно-ректификационную схему извлечения рекомендуется применять в тех случаях, когда в газе много метана и этана, а конденсационно-компрессионную – при переработке более «жирных» газов.

Используя исходные данные для проектирования и выбирая способ производства, проектировщик-технолог определяет перечень технологических операций, намечаемых к реализации на установке, и их последовательность, а затем изображает эту последовательность в виде принципиальной технологической схемы. Технологическая схема может быть изображена в описательном и графическом варианте. В графическом варианте используются условные изображения соответствующего оборудования в системе ЕСКД (единая система конструкторской документации). Рекомендуется на этом этапе подготовить несколько вариантов принципиальных технологических схем и представить их на обсуждение специалистов (например, членов технического совета проектного института или технологической секции технического совета, специалистов научно-

исследовательских институтов и промышленных предприятий). На основе обсуждения вариантов технологических схем принимается решение о выборе оптимальной схемы, над которой ведется дальнейшая работа.

Несмотря на то, что ассортимент вырабатываемой продукции и перечень технологических установок нефтеперерабатывающих и нефтехимических предприятий весьма велик, на этих производствах реализуется относительно небольшое число типовых химических и физических процессов:

- массообменные (ректификация, абсорбция);
- теплообменные (подогрев, испарение, конденсация, охлаждение);
- гидромеханические (отстаивание, фильтрование, центрифугирование);
- механические (перемешивание, транспортирование жидких, твердых и газообразных материалов);
- химические (гидрирование, дегидрирование, окисление, алкилирование, риформирование, изомеризация, крекирование, хлорирование и др.).

Для осуществления этих процессов проектируют технологические узлы – аппараты или группы аппаратов, обвязанные трубопроводами и арматурой. Технологическая схема представляет собой совокупность ряда технологических узлов. Наиболее часто встречаются следующие технологические узлы:

- ректификационная колонна;
- трубчатая печь;
- центробежный или поршневой насос для транспортирования жидкостей;
- центробежный или поршневой компрессор для транспортирования газов;
- теплообменник для утилизации теплоты отходящих продуктов и нагрева сырья;
- аппарат воздушного охлаждения или водяной холодильник;
- реакторный блок.

Руководствуясь технологической схемой, состоящей из нескольких технологических узлов, проектировщик приступает к расчету материальных балансов установки по стадиям. При расчете материальных балансов используют данные, содержащиеся в технологическом регламенте или других материалах НИИ.

Так, например, при составлении материальных балансов установок первичной перегонки нефти используются следующие сведения:

- перечень продуктов, намечаемых к выработке на установке;
- межцеховые нормы по фракционному составу дистиллятных и остаточных фракций;
- отбор фракций от потенциала;
- заданная мощность установки и число часов работы в году.

Материальные балансы нефтехимических производств представляют научно-исследовательские институты в расчете на 1 т сырья или готовой продукции, а затем пересчитываются проектировщиками с учетом производительности установки и потерь производства.

После составления материальных балансов проектировщик-технолог выполняет наиболее трудоемкую часть своей работы – расчет аппаратуры и оборудования.

Завершающим этапом расчета аппаратуры является составление схемы материальных и тепловых потоков, которую включают в состав расчетно-пояснительной записки к проекту установки. На рис. 2.1 приведена схема материальных и тепловых потоков реакторного блока установки гидроочистки керосиновой фракции.

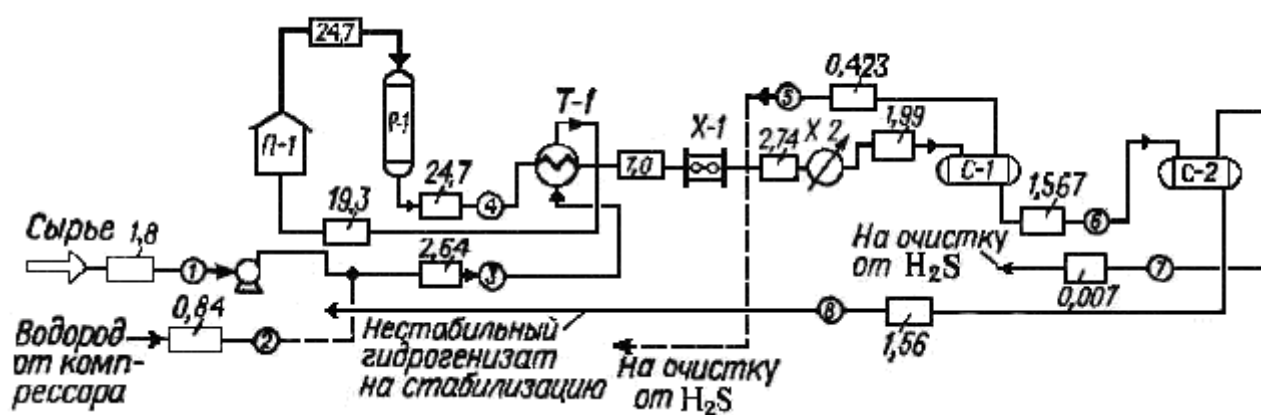


Рис. 2.1. Схема материальных и тепловых потоков реакторного блока установки гидроочистки керосиновой фракции

На основании результатов расчета по каталогам, государственным и отраслевым стандартам, ТУ и нормам выбирается стандартное, т. е. серийно выпускаемое оборудование, готовятся задания на разработку нестандартного оборудования. Сведения о выбранном оборудовании включаются в спецификации, которые затем используются для заказа оборудования.

Следующая стадия – проектирование обвязки аппаратов трубопроводами, которое проводится одновременно с вычерчиванием технологической схемы. При проектировании трубопроводной обвязки проектировщик-технолог руководствуется отраслевыми рекомендациями, выпущенными в составе системы нормативной документации, и опытом, накопленным при разработке аналогичных проектов. Важную роль играет изучение результатов эксплуатации тех или иных систем обвязки.

Технологическая схема – это графическое описание технологической части проекта, она является основным источником информации при составлении всех остальных частей проекта. На технологической схеме наносятся все обо-

дование и аппараты, необходимые для ведения процесса, условно в виде линий изображаются трубопроводные связи между отдельными элементами оборудования.

При составлении схемы обычно стремятся к тому, чтобы более четко изобразить последовательность технологических операций. Поэтому расположение оборудования на схеме может не совпадать с его последующим фактическим размещением на установке. Аппараты и оборудование наносятся на схему в соответствии с общепринятыми условными обозначениями (рис. 2.2.) или в соответствии с ЕСКД.

Аппаратам и оборудованию присваиваются номера в соответствии с последовательностью технологических операций на установке. Комбинированные установки разбиваются на отдельные блоки (секции), каждому из которых присваивается номер. Индексация оборудования отражает его принадлежность к той или иной секции.

Например, секциям комбинированной установки ЛК-6у присвоены номера 100, 200; 300, 400. Аппарат с индексом К-102 относится к секции 100 (ЭЛОУ-АТ), с индексом Н-412 – к секции 400 (ГФУ) и т. д.

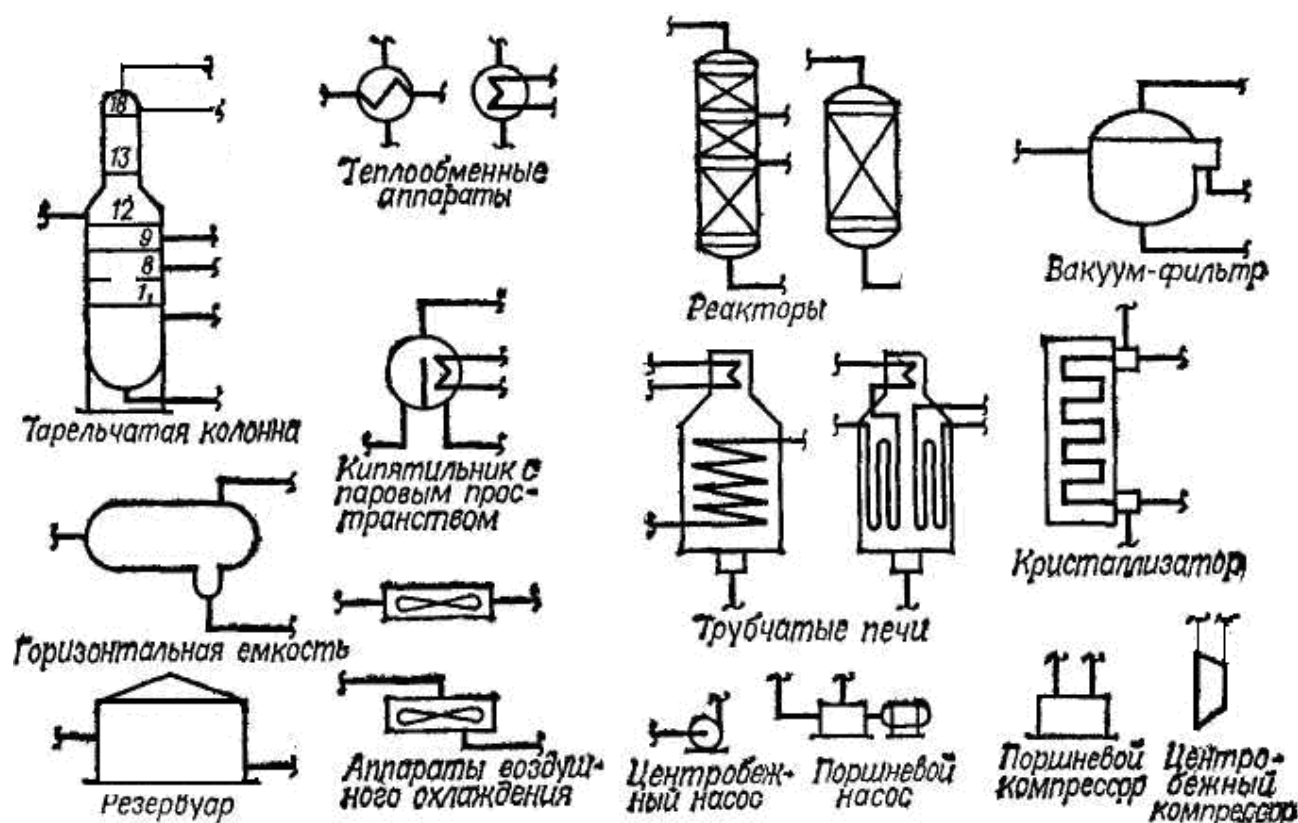


Рис. 2.2. Условные обозначения оборудования на технологической схеме

Собственная нумерация присваивается также трубопроводам. Следует отметить, что во многих странах принята система нумерации трубопроводов, ко-

торая не только отражает принадлежность трубопровода к той или иной секции установки, но и содержит информацию о диаметре трубопровода, классе и параметрах эксплуатации (давлении, температуре) перекачиваемого продукта.

Необходимым приложением к технологической схеме являются экспликации (перечни с краткой характеристикой) аппаратов, оборудования, трубопроводов. Экспликации содержат технические характеристики аппаратов и оборудования; для стандартного оборудования указываются номера ГОСТ, ОСТ, ТУ, по которым оно выпускается, а для нестандартного – основные размеры и номера чертежей, по которым оно изготавливается.

В экспликации трубопроводов содержатся сведения о наименовании, рабочих и максимально возможных параметрах перекачиваемой среды, необходимости изоляции и обогрева, числе паровых и водяных спутников.

При проектировании небольших объектов экспликации аппаратов и трубопроводов наносят непосредственно на схему.

При разработке технологической схемы следует руководствоваться некоторыми общепринятыми правилами и технологическими приёмами.

1. Перед компрессором предусматривать защиту от попадания в него жидкой фазы.

2. Перед насосом предусматривать защиту от попадания в него (*или образования в рабочей камере*) паровой фазы.

3. При разделении углеводородной смеси в первую очередь применять наиболее простые процессы (*охлаждение, сжатие, однократное испарение, раздельная подготовка газовой и жидкой фаз и т. п.*).

4. При многоступенчатом сжатии прибегать к межступенчатому охлаждению и отделению жидкой фазы.

5. Наиболее распространённым хладагентом является вода с начальной расчётной температурой 25 °С.

7. Реальный перепад между начальной и конечной температурами охлаждающей воды лежит в интервале 5–7 °С.

8. Перепад между начальной температурой хладагента и конечной температурой охлаждаемого материального потока при противотоке 5–15 °С в зависимости от эффективности теплообмена.

9. Для снижения пульсации в обвязке поршневого компрессора и связанных с ним коммуникаций предусматривать демпфер – акустический фильтр (*дополнительная ёмкость*).

10. Наиболее распространённым теплоносителем является водяной пар различных параметров.

11. Параметры пара определяются его давлением и температурой.

12. Пар-теплоноситель подаётся в подогреватель сверху, снизу отводится конденсат.

13. При охлаждении и конденсации хладагенты используются последовательно с углублением холода.

14. При разделении сложной смеси углеводородов производят последовательное фракционирование её от лёгких до более тяжёлых компонентов, определяющих фракцию ($C_1 \rightarrow C_2 \rightarrow C_3 \rightarrow C_4 \rightarrow C_5 \rightarrow C_6$ и т. д.).

15. Из полученных фракций в случае необходимости выделяют более узкие фракции или индивидуальные вещества.

16. Для чёткого разделения газообразных углеводородов применяется метод ректификации. Ему обычно предшествуют методы подготовки: компримирование с последующим охлаждением (конденсацией) или абсорбция с десорбцией и конденсацией десорбированных углеводородов.

17. Сочетание ректификации с абсорбцией целесообразно, если в газе много (от 10 %) «сухой» части (водород, метан и этан).

18. Широко применяют аппарат, называемый фракционирующим абсорбером, сочетающий процессы абсорбции фракции C_{3+} и десорбции сухого газа.

19. При повышении давления и понижении температуры поглощение газовых компонентов возрастает.

20. При значительном содержании в углеводородной смеси C_2H_4 ($\geq 10\%$) для разделения применяют конденсационно-ректификационный способ.

21. Понятие «лёгкие углеводороды» включает в себя: метан, этилен, этан.

2.11. Комплекс технологических установок химического предприятия

Переработку, например, нефти на современных НПЗ осуществляют по различным схемам с получением топлив, масел и других продуктов. На НПЗ самостоятельные технологические объекты, производящие какой-либо один или несколько видов товарной продукции, обычно принято называть установками. Организационная структура предприятий предусматривает объединение нескольких установок в цеха или в производства. На НХЗ и ЗОС самостоятельные технологические объекты принято называть цехами.

Крупные нефтехимические предприятия имеют несколько производств (например, газокаталитическое производство, производство масел, присадок, производство органического и нефтехимического синтеза, производство каучуков и т. д.). Разработка проекта технологической установки представляет собой один из основных видов проектной работы при создании заводов нефтепереработки, нефтехимии и органического синтеза.

В 1950–70-х годах для отечественной нефтепереработки было характерно строительство предприятий на базе типовых проектов. Применение типовых проектов позволило сократить стоимость проектирования, ускорить и удеше-

вить строительство. Однако, как показала практика, во многих случаях типовые установки, запроектированные на какой-либо определенный вид сырья, при его изменении значительно ухудшали работу. На этих установках не удавалось получить при заданной производительности продукцию необходимого качества.

Особенно сильно отражалось изменение качества сырья на работе типовых установок первичной перегонки нефти и газодифракционирования.

Неудачным был опыт освоения типовых газодифракционирующих (ГФУ) и абсорбционных газодифракционирующих (АГФУ) установок. Для каждого НПЗ характерен свой, индивидуальный набор первичных и вторичных процессов, а следовательно, индивидуальное сочетание компонентов в газах, поступающих на ГФУ. Это разнообразие не удалось учесть в типовых проектах ГФУ. На большинстве типовых ГФУ и АГФУ так и не были достигнуты проектные показатели по отбору и чистоте пропан-пропиленовой и бутан-бутиленовой фракций. Проектирование и строительство типовых ГФУ было прекращено в 1964 г. Начиная с этого периода для каждого НПЗ создаются оригинальные проекты установок по сбору и переработке газов.

Высокие требования к качеству сырья предъявляются установками, на которых осуществляются вторичные процессы. Так, для установок каталитического риформинга очень важно содержание в сырье нафтеновых углеводородов, поскольку при повышенном содержании нафтенов нарушается нормальная работа реакторного блока. Для сырья, в котором содержится много нефти, разрабатываются оригинальные проекты установок каталитического риформинга.

Начиная с 1970 г. широкое распространение получило строительство на НПЗ установок повторного применения. Проекты отдельных установок первоначально разрабатываются для какого-либо определенного предприятия, являющегося заказчиком проекта и осуществляющего финансирование проектных работ. Затем проект институтом может быть повторно применен для другого предприятия, причем при необходимости осуществляется корректировка проекта. Корректировку повторно применяемого проекта проводит институт – автор первого проекта установки либо институт – генеральный проектировщик того завода, где намечается строительство повторно применяемой установки.

2.12. Структурная схема

Разработку проекта после уточнения способа производства удобно начинать со структурной схемы. Это *постадийное* изображение будущего химико-технологического процесса. Здесь речь идёт о *стадиях* (не о колоннах или компрессорах, т. е. оборудовании) и об их последовательности. Каждая стадия ХТП связана с другими материальными потоками и находится во взаимосвязи

с другими стадиями. Таким образом, структурная схема – это системное изображение ХТП.

На каждую стадию подаётся материальный поток, имеющий технологические параметры:

- ориентировочный состав, примеси, кг/ч (т/ч, м³/ч и т. д.);
- давление, МПа;
- температура, °С;
- фазовое состояние.

Пример изображения структурной схемы приведен на рис. 2.3.

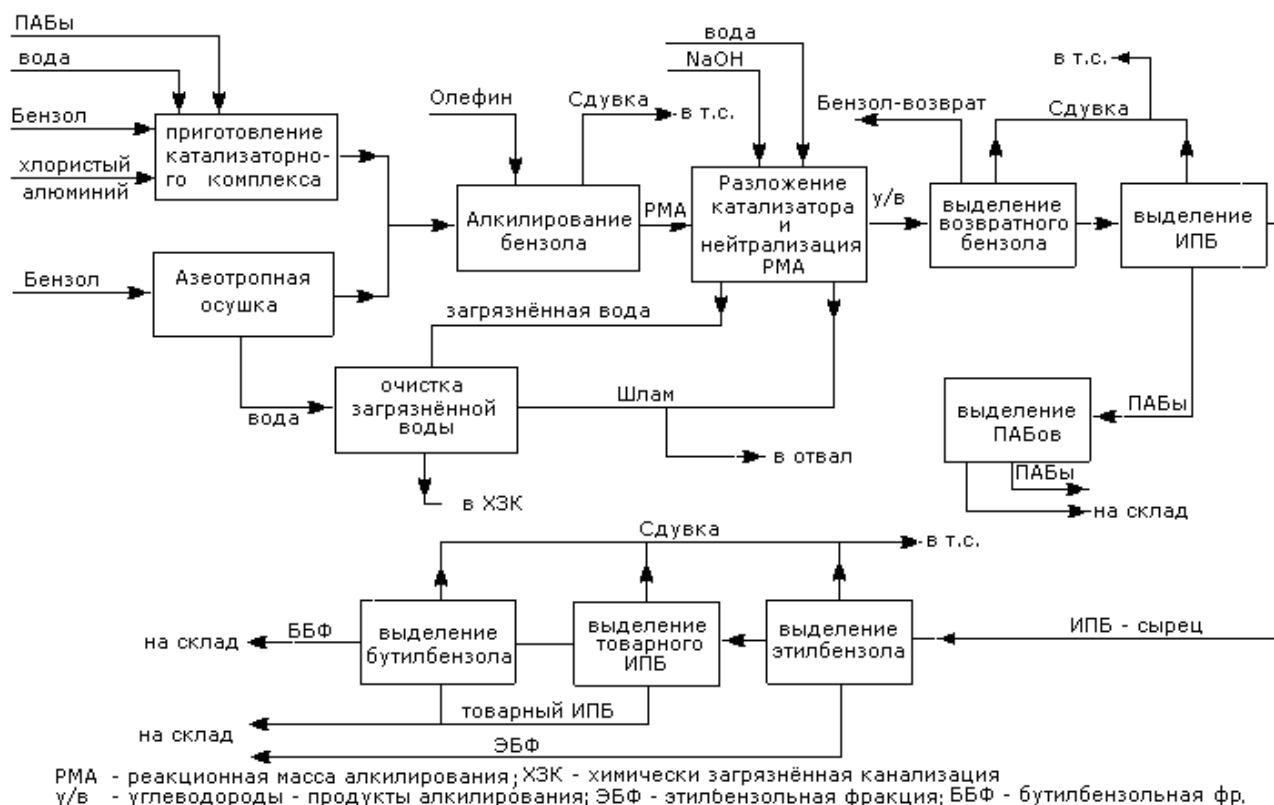


Рис. 2.3. Структурная схема производства изопропилбензола

2.13. Технологическая схема

После уточнения структурной схемы производства на её основе разрабатывают варианты технологической схемы. *Технологическая схема* – совокупность типовых процессов, расположенных в последовательности, определяемой целью ХТП. Например, один из вариантов принципиальной технологической схемы изображён на рис. 2.4. Типовые процессы протекают в соответствующем оборудовании, элементы которого соединены материальными потоками (связями). Технологическая схема процесса разрабатывается для каждой стадии (под-

системы). Стадии соединены между собой материальными графами. Таким образом, принципиальной технологической схеме обеспечивается непрерывность.

Принципиальная технологическая схема ХТП вычерчивается с использованием условных широко используемых обозначений или применяемых ЕСКД. Все аппараты связываются соответствующими материальными потоками.

Каждый аппарат, нанесенный на схему, имеет свой индекс. В нефтепереработке общепринятыми являются следующие буквенные индексы отдельных видов оборудования: К – ректификационная или абсорбционная колонна; П – трубчатая печь; Х – холодильник; ХК – конденсатор-холодильник; Т – теплообменник; Е – ёмкость; С – сепаратор; ПК, ЦК – поршневой и центробежный компрессоры соответственно; Н – насос; И – инжектор-смеситель; М – аппарат с перемешивающим устройством; Ф – фильтр.

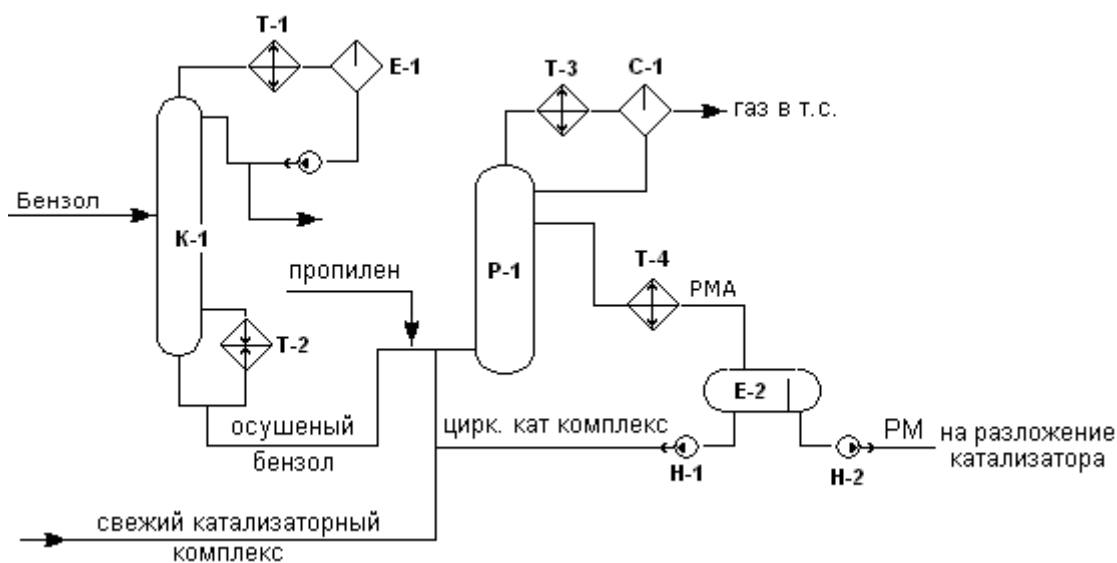


Рис. 2.4. Принципиальная технологическая схема алкилирования бензола пропиленом

Тема 3

ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ РАСЧЁТЫ

3.1. Расчёт производительности

Производительность в зависимости от назначения определяется различными понятиями и бывает номинальной и балансовой.

Годовая номинальная производительность, или мощность, не учитывает производственные потери (технологические и механические).

Балансовая производительность учитывает производственные потери и характеризует эффективность производства.

Годовая *номинальная* производительность и номенклатура товарной продукции определяются в задании на проектирование.

При анализе технологической схемы с учётом технологических особенностей типовых процессов задаётся время непрерывной работы в году. Оно определяется как разница между календарным временем и периодом, отводимым на профилактические ремонты, связанные с остановкой производства в целом или отдельных технологических блоков.

В разных случаях период непрерывной работы нефтехимического производства может быть от 8 000 до 8 520 часов.

Так как расчёты выполняются с учётом секундных расходов, то производительность производства рассчитывается по формуле

$$G_{\text{сек}} = \frac{G}{8400 \cdot 3600}, \quad (3.1)$$

где G – годовая номинальная производительность, кг/год.;

3600 – число секунд в 1 часе;

8400 – годовой фонд времени, ч.

Если производительность производства задаётся по товарной продукции, то через удельную норму расхода рассчитывается потребность в сырье. Удельная норма расхода сырья является заданным значением. Она определяется при разработке технологии или используется фактическая при анализе базового производства. В этом случае производительность рассчитывается по формуле

$$G_{\text{сек}} = \frac{G \cdot \beta}{8400 \cdot 3600}, \quad (3.2)$$

где β – расходный коэффициент, кг/т целевого продукта.

3.2. Расчёт материального баланса производства

Расчёт материального баланса заключается в определении количества и состава основных материальных потоков с использованием соответствующих методов расчёта типовых процессов.

Целесообразно уточнить перечень материальных потоков для расчёта т.н. основных материальных потоков. Эти потоки можно выделить из принципиальной технологической схемы или разработать и изобразить принципиальную схему основных материальных потоков, которые выделяются по следующим признакам:

- 1) изменение состава;
- 2) изменение количества.

По результатам расчётов составляется таблица «*Расход и состав материального потока №,*» (табл. 3.1).

Таблица 3.1

Количество и состав потока №...

№ п/п	Состав потока	Количество	
		кг/ч	% масс.
1			
2			
3			
4			
Итого			

Таким образом, в данном подразделе должны быть рассчитаны все основные материальные потоки, изображенные на принципиальной технологической схеме. Полученный материал является исходным для технологического расчёта оборудования. В ходе этих расчетов определяются технологические потери сырья, вспомогательных материалов и целевой продукции.

По результатам этих расчётов составляют *товарный* материальный баланс, используемый далее для расчёта удельного расхода сырья и материалов.

Материальный баланс является выражением закона сохранения массы вещества. В соответствии с этим количество веществ, вводимых в систему, должно быть равно количеству веществ, выводимых из системы.

Это положение выражается уравнением

$$G = G_1 + G_2 + G_3 + G_4 + G_5 + G_6 + \dots G_n, \quad (3.3)$$

где G – количество сырья и вспомогательных материалов, подаваемых в систему на всех стадиях;

$G_1 + G_2 + G_3 + G_4 + G_5 + G_6 + \dots G_n$ – количество товарных и побочных продуктов, выводимых из системы.

Это баланс по номинальной производительности, т. е. без учёта материальных потерь.

Обычно при составлении материального баланса необходимо учитывать потери. Тогда сходимость материального баланса является полной. Расчёт материального баланса производства может быть выполнен с использованием специализированных пакетов прикладных программ. В частности, ППП HYSYS. Для использования этой программы необходимо подготовить соответствующую информацию о ХТП:

- о сырье;
- о товарной продукции;
- о способе производства;
- о принципиальной технологической схеме;
- о параметрах технологического режима.

В результате расчёта в программе последовательно определяются:

- количество и состав каждого материального потока;
- материальный баланс процесса;
- энергетический баланс процесса;
- удельные расходные нормы сырья и энергоресурсов.

Следует выбрать нужную информацию и внести её в соответствующие таблицы с подробными пояснениями, предусмотренными методикой проектирования.

Эта программа позволяет выполнять исследования ХТП по различным вариантам технологической схемы и параметров технологического режима.

3.3. Однократное испарение

Однократное испарение – это процесс, при котором в течение всего периода сообщения системе тепла жидкую и образующуюся паровую фазы не разделяют, а по достижении известной конечной температуры нагрева – разделяют в один приём, т.е. однократно.

Отношение массы паров, образовавшихся в результате однократного испарения, к массе исходной жидкости называется долей отгона:

$$e = \frac{G_n}{G_c} \quad (3.4)$$

Температура однократного испарения – это температура паров и жидкости, которая устанавливается по окончании испарения в состоянии равновесия между парами и жидкостью.

Линия однократного испарения (ОИ) – это графическая зависимость между температурой и долей отгона при однократном испарении, выраженная в процентах или долях единицы. При этом на оси ординат откладывают числовые значения температуры, а на оси абсцисс – числовые значения доли отгона.

При однократном испарении смесей состав паровой фазы зависит от температуры испарения: чем ниже температура, тем выше относительное содержание лёгких компонентов.

3.4. Аналитический расчёт процесса однократного испарения

Аналитический расчёт однократного испарения основан на уравнении материального баланса процесса ОИ при установившемся равновесии.

Запишем уравнение материального баланса процесса ОИ для каждого компонента смеси в относительных единицах:

$$C_i' = ey_i' + (1 - e)x_i', \quad (3.5)$$

где C_i' , y_i' , x_i' – мольная концентрация i -го компонента в сырье, парах и жидкости соответственно;

При установившемся равновесии

$$y_i' = K_i x_i'. \quad (3.6)$$

Совместное решение уравнений (3.5) и (3.6) определяет величины концентраций компонентов в паровой фазе:

$$y_i' = \frac{K_i C_i'}{1 + e'(K_i - 1)} \quad (3.7)$$

или

$$e' = \frac{K_i C_i'}{1 + e'(K_i - 1)}; \quad (3.8)$$

и в жидкой фазе:

$$x_i' = \frac{C_i'}{1 + e'(K_i - 1)} \quad (3.9)$$

или

$$e' = \frac{C_i' - x_i'}{x_i'(K_i - 1)}. \quad (3.10)$$

Так как в паровой и жидкой фазах

$$\sum_1^n y_i' = 1 \quad \text{и} \quad \sum_1^n x_i' = 1, \quad (3.11)$$

то уравнения (3.7) и (3.9) решают путём последовательного приближения к величине e' , обеспечивающей равенство.

В начале однократного испарения ($e'=0$)

$$y_i' = K_i C_i'. \quad (3.12)$$

В конце однократного испарения ($e'=1$)

$$x_i' = \frac{C_i'}{K_i}. \quad (3.13)$$

Расчёты удобно производить с помощью программы Excel и использованием табл. 3.2.

Таблица 3.2

Расчёт мольной доли отгона для заданных условий

Компоненты	Состав потока, мол. долях c_i''	k_i при $T_f = 353 \text{ K}$ $\pi_f = 1,45 \cdot 10^6 \text{ Па}$	$1 + e''(k_i - 1)$ ($e'' = 0,17$)	$x_i'' = \frac{c_i'}{1 + e'(k_i - 1)}$	$y_i'' = k_i x_i'$
CH ₄	0,0035	14,6	3,3200	0,0011	0,0160
C ₂ H ₆	0,0073	4,3	1,5610	0,0047	0,0201
C ₃ H ₈	0,3751	1,75	1,1275	0,3327	0,5822
н-C ₄ H ₁₀	0,4269	0,74	0,9558	0,4466	0,3305
н-C ₅ H ₁₂	0,1872	0,28	0,8776	0,2133	0,0597
Сумма	1,0000	-	-	0,9984 \approx 1	1,0085 \approx 1

1. По номограмме находят константы фазового равновесия для каждого компонента при условиях разделения. Результат заносят в табл. 3.2.

2. Задаются первым значением доли отгона, например $e' = 0,8$.

3. Рассчитывают значение y_i и x_i для каждого компонента по соответствующей формуле. Результат заносят в табл. 3.2.

4. Сумма значений y_i и x_i должна равняться единице. Если равенство не соблюдается, подбирают новое значение e' , вплоть до получения желаемого результата. В данном случае подходит значений $e' = 0,17$.

Полученная доля отгона e' означает, что из начальной смеси при данных условиях соответствующая мольная доля смеси переходит в газовую фазу, а в жидкой фазе остаётся $(1 - e')$.

Если мольное количество смеси M_c , то мольное количество газа

$$M_y = M_c \cdot e', \quad (3.14)$$

а мольное количество жидкости

$$M_x = M_c \cdot (1 - e'). \quad (3.15)$$

Перерасчёт мольных долей в массовые доли (проценты) производят с использованием математической зависимости

$$M = \sum_1^i M_i c_i', \quad (3.16)$$

где M – средняя мольная масса;

M_i – молекулярный вес данного компонента;

c_i – мольная доля данного компонента в смеси.

Отсюда:

$$c_i = \frac{M_i c_i'}{\sum_1^i M_i c_i'} \cdot \quad (3.17)$$

3.5. Однократная конденсация

Однократная конденсация – процесс обратный однократному испарению. Процесс конденсации паров происходит в присутствии образующейся жидкой фазы (конденсата). При достижении конечной температуры конденсации паровую и жидкую фазы разделяют в один приём – однократно.

Конденсация пара (газа) может быть осуществлена либо путём охлаждения пара (газа), либо посредством охлаждения и сжатия одновременно.

Конденсацию паров часто используют в основных химико-технологических процессах. Пары, подлежащие конденсации, обычно отводят из аппарата, где они образуются, в отдельный закрытый аппарат, служащий для конденсации паров, – конденсатор, охлаждаемый водой или другим хладагентом.

Объём получаемого конденсата на 2–3 порядка меньше объёма пара, из которого он образовался. В результате в конденсаторе создаётся разреженное пространство, причём разрежение возрастает с уменьшением температуры конденсации. Последняя, в свою очередь, тем ниже, чем больше (при прочих равных условиях) расход охлаждающего агента и ниже его *конечная* температура.

Одновременно с процессом конденсации в рабочем пространстве конденсатора происходит накопление неконденсирующихся газов, которые выделяются из жидкости, а также проникают через неплотности аппаратуры из окружающего воздуха. С накоплением неконденсирующихся газов и возрастанием их парциального давления падает разрежение в аппарате. Поэтому для поддержания вакуума на требуемом уровне из конденсатора непрерывно отводят неконденсирующиеся газы.

Расчёт процесса конденсации аналогичен расчёту процесса однократного испарения с той лишь разницей, что вместо доли отгона e принимается во внимание доля конденсации N , которая определяется как отношение массы жидкости, образовавшейся в процессе конденсации паров, к массе паров:

$$N = \frac{G_{ж}}{G_c} \cdot \quad (3.18)$$

3.6. Абсорбция

Абсорбция – типовой процесс, в котором поглощаются газы или пары из газовых или парогазовых смесей жидким поглотителем (абсорбентом). Поглощаемый газ называют *абсорбтивом*, а непоглощённый газ – *сухим газом*. Различают физическую и химическую абсорбцию (*хемосорбцию*).

Физическая абсорбция в большинстве случаев обратима. На этом свойстве абсорбционных процессов основано выделение поглощённого газа из раствора (*десорбция*).

Следует отличать понятие «метод абсорбции», который часто включает в себя другие типовые процессы и десорбцию. Этот метод позволяет многократно использовать поглотитель и выделять *поглощённый компонент* или компоненты в чистом виде. Однако следует помнить, что непоглощённые компоненты, т. н. сухой газ, выносят с собой значительную часть наиболее лёгких компонентов из числа поглощённых. Поэтому метод абсорбции следует применять с учётом его особенности.

В промышленности абсорбцию применяют главным образом для извлечения ценных компонентов из *газовых* смесей или для очистки этих смесей от вредных примесей.

Абсорбционные процессы широко распространены в химической технологии и являются основной технологической стадией ряда важнейших производств (например, абсорбция SO_2 в производстве серной кислоты, абсорбция паров бензола, сероводорода и других компонентов коксового газа, абсорбция углеводородов C_4 из контактного газа дегидрирования бутана, изобутана, изопентана и т. п.). Метод абсорбции позволяет подготовить смесь ценных углеводородов для разделения их с помощью метода ректификации. В единстве своём эти методы образуют абсорбционно-ректификационный способ химической технологии. Применение его целесообразно при разделении углеводородной смеси, содержащей большое количество ($\geq 10\%$) «сухого газа» (CO_2 , N_2 , H_2 , CH_4 , C_2H_6). Сухой газ обычно направляют на сжигание. При наличии в смеси значительного количества (более 5%) этилена абсорбцию обычно не применяют, т. к. подобрать абсорбент, поглощающий ценный для нефтехимии этилен, весьма проблематично, а отправлять его на сжигание нецелесообразно.

При абсорбции содержание газа в растворе зависит от свойства газа и жидкости, давления, температуры и состава газовой фазы (парциального давления растворяющегося газа в газовой смеси).

В случае растворения в жидкости бинарной газовой смеси (распределяемый компонент «А», носитель «В») взаимодействуют две фазы (Ф-2), число компонентов равно трём (К-3) и, согласно правилу фаз Гиббса, число степеней свободы системы равно трём:

$$A + C = K + 2,$$

$$C = K + 2 - \Phi = 3 + 2 - 2 = 3.$$

Это значит, что число независимых переменных, значения которых можно произвольно изменять без нарушения числа или вида (состава) фаз в системе, равно трём.

Таким образом, число степеней свободы равно общему числу компонентов, включая компоненты носителя. Для данной системы «газ – жидкость» переменными являются температура, давление и концентрация данного компонента в обеих фазах. В этом случае произвольно можно изменять общее давление (P), температуру (t) и концентрацию одной из фаз по распределённому компоненту (x_A или y_A).

Следовательно, при данных температуре и давлении ($t = \text{const}$ и $P = \text{const}$) некоторой концентрации одной из фаз соответствует строго определённая концентрация другой фазы. В состоянии равновесия при постоянных температуре и общем давлении зависимость между парциальным давлением газа «А» (или его концентрацией) и составом жидкой фазы однозначна. Эта зависимость выражается законом Генри: парциальное давление p_A растворённого газа пропорционально его мольной доле x_A в растворе:

$$p_A = E x_A, \quad (3.19)$$

или растворимость газа (поглощаемого компонента «А») в жидкости при данной температуре пропорциональна его парциальному давлению над жидкостью:

$$x_A = \frac{1}{E} p_A, \quad (3.20)$$

где p_A – парциальное давление поглощаемого газа, находящегося в равновесии с раствором, имеющим концентрацию x_A (в мол. долях);

x_A – концентрация газа в растворе (в мол. долях), равновесном с газовой фазой, в которой парциальное давление поглощаемого компонента равно p_A ;

E – коэффициент пропорциональности, называемый коэффициентом или константой Генри.

Расчёт материального баланса фракционирующего абсорбера

На химических предприятиях метод абсорбции применяют в блоках газоразделения при выделении целевых компонентов из смеси углеводородов. Эффективность абсорбции зависит от температуры и давления, при которых проводится процесс, свойств газа и абсорбента, скорости движения абсорбируемого газа, количества подаваемого абсорбента. Повышение давления или уменьшение температуры в абсорбере способствуют лучшему извлечению компонентов.

Однако, поскольку работа при повышенном давлении и пониженных температурах связана с дополнительными эксплуатационными затратами, выбор параметров должен определяться на базе технико-экономических расчетов.

Абсорбционное извлечение углеводородов из смесей с большим и средним количеством извлекаемых компонентов (углеводороды C_3+) производится при давлении не выше 1,6 МПа. Если газ поступает на переработку с более высоким давлением, то абсорбция проводится при этом давлении.

Температура абсорбции зависит от заданной глубины извлечения компонентов. Чем выше глубина извлечения легких компонентов, тем более выгодно применять низкие температуры. Узел абсорбции состоит из собственно абсорбера, в котором происходит процесс поглощения компонентов абсорбентом, и десорбера, в котором из насыщенного абсорбента удаляются (отпариваются) извлеченные компоненты. Пары, выводимые сверху абсорбера, охлаждаются, конденсируются и отправляются на ректификацию. Известно, что ректификация позволяет выделить большинство индивидуальных компонентов с заданной степенью чистоты. Таким образом, абсорбция используется как вспомогательная стадия в процессе разделения углеводородной смеси.

В целях повышения эффективности извлечения целевых компонентов разработан ряд комбинированных систем, включающих абсорберы с отпарной секцией, абсорбционно-десорбционные колонны (фракционирующие абсорберы), двухступенчатые абсорберы и т. п.

При технологическом расчете процесса абсорбции используются различные приближенные методы, из числа которых наибольшее распространение получил метод **Кремсера**. Установлено, что этот метод позволяет получить наиболее близкие к реальным составы продуктов. Основные уравнения, которыми пользуются в расчетах процессов абсорбции, по Кремсеру, приводятся ниже:

$$\phi_i = \frac{(V_i - V_i'')}{V_i}; \quad (3.21)$$

$$A_i = \frac{L}{k_i V_i}, \quad (3.22)$$

где ϕ_i , A_i – степень извлечения и фактор абсорбции отдельных компонентов соответственно;

V_i и V_i'' – расход компонентов в сырье и сухом газе соответственно;

L – расход тощего абсорбента;

k_i – константа фазового равновесия компонентов;

V_i – общий расход сухого газа.

На рис. 3.1 приведена номограмма для определения степени извлечения компонентов в зависимости от фактора абсорбции и числа теоретических тарелок.

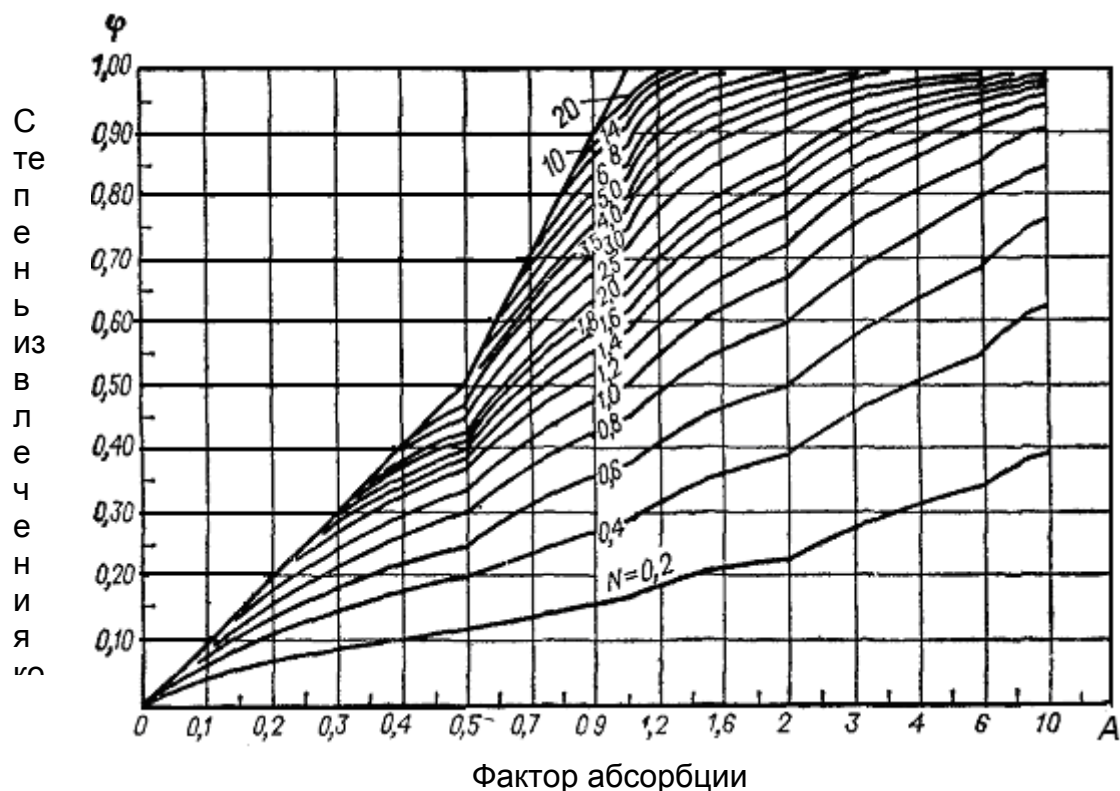


Рис. 3.1. Номограмма для расчета степени извлечения компонентов методом абсорбции: N – число теоретических тарелок в абсорбере

Задачей технологического расчета абсорбции является определение необходимого числа тарелок или расхода абсорбента, а исходными данными для расчета служат:

- состав разделяемого газа,
- требуемая степень извлечения ключевого компонента,
- параметры процесса.

За ключевой компонент принимается тот, для извлечения которого необходим наибольший расход абсорбента или наибольшее число теоретических тарелок. Последовательность расчета для случая, когда заданы степени извлечения ключевого компонента и число теоретических тарелок, приводится ниже.

1. Зная температуру исходного газа ($t_{\text{исх}}$) и тощего абсорбента, задаются температурой сухого газа, которая в общем случае на 2–3 °С (абсорбция газов средней жирности) или на 4–8 °С (абсорбция жирных газов) выше температуры тощего абсорбента.

2. Находят среднюю эффективную температуру абсорбции, представляющую собой среднее арифметическое температур исходного и сухого газов.

3. Зная число теоретических тарелок N и степень извлечения ключевого компонента φ_k , по графику, приведенному на рис. 3.1, находят фактор абсорбции ключевого компонента A_k . Факторы абсорбции остальных компонентов (A_i) определяют по уравнению

$$A_i = A_k \frac{k_k}{k_i}, \quad (3.23)$$

где k_k , k_i – константы равновесия ключевого и остальных компонентов при средней эффективной температуре абсорбции соответственно.

4. По графику (рис. 3.1) определяют степени извлечения прочих компонентов φ_i .

5. По выражению

$$V_i = \frac{G_i}{V_i} \left(1 - \frac{G_i}{V_i} \right), \quad \text{выведенному}$$

из уравнения (3.21), находят расходы отдельных компонентов в сухом газе и, просуммировав их, получают общую величину расхода сухого газа V_{c2} .

6. Находят количества отдельных компонентов, перешедших из исходного газа в насыщенный абсорбент, G/i .

7. По выражению $L = A_i k_i V_i$, выведенному из уравнения (3.22), находят расход тощего абсорбента, причем фактор абсорбции и константу равновесия берут по ключевому компоненту.

8. Рассчитывают теплоту абсорбции каждого из компонентов:

$$Q_i^a = G_i \lambda_i \quad (3.24)$$

и общую теплоту абсорбции

$$Q^a = \sum Q_i^a, \quad (3.25)$$

где λ_i – теплоты испарения компонентов.

9. Определяют температуру нагрева абсорбента:

$$\Delta t = \frac{Q^a}{L_c},$$

где L_c – удельная теплоемкость тощего абсорбента.

10. Находят температуру насыщенного абсорбента $t_{нас}$:

$$t_{нас} = t_{исх} - \Delta t. \quad (3.26)$$

11. По уравнению теплового баланса абсорбера определяют температуру сухого газа и среднюю эффективную температуру абсорбции. Если она окажется равной или близкой к той, которой задались в начале расчета, то расчёт считается законченным. В противном случае расчет повторяют, задаваясь новыми значениями температуры сухого газа.

3.7. Ректификация

Существуют самостоятельно и часто употребляются в литературе два понятия «ректификация», не различаемые по смыслу: типовой процесс химической технологии (ХТ) «ректификация» и метод ХТ «ректификация».

На самом деле эти два понятия имеют существенные различия. Типовой (элементарный) процесс рассматривают как основу метода, который включает в себя и другие типовые процессы. В частности, теплообмен (испарение и конденсация), перемещение жидкости (острое или циркуляционное орошение).

Ректификация как типовой процесс – это одновременный тепло- и массообмен на контактном устройстве, применяемый для разделения жидких смесей, компоненты которых различаются по температурам кипения.

Процесс осуществляется при контакте потоков пара и жидкости, которые имеют разные составы и температуры: пар имеет более высокую температуру, чем вступающая с ним в контакт жидкость.

В результате такого взаимодействия при достаточно большом времени контакта пар и жидкость могут достичь состояния равновесия, т. е. температуры потоков станут одинаковыми; при этом их составы будут связаны уравнениями равновесия (станут равновесными). Такая схема взаимодействия потоков известна как «теоретическая тарелка» или «теоретическая ступень контакта».

Отсюда можно сделать, по крайней мере, два вывода.

1. Движущей силой типового процесса является разность концентраций каждого компонента в контактируемых жидкой и паровой фазах;

2. При помощи типового процесса нельзя осуществить практическое разделение смеси. Для этого необходимо обеспечить: условия для последовательного контакта пара и жидкости (контактные устройства), непрерывный отвод паров с последующей их конденсацией и возвратом части конденсата в виде флегмы, непрерывный подвод тепла с образованием т. н. парового орошения.

Расчёт метода ректификации часто не отделяют от расчёта ректификационной колонны. Его осуществляют по известной методике, которая имеется в

специальной литературе. Мы рассмотрим расчёт материального баланса в связи с тем, что эта часть расчёта используется при определении количества и состава материальных потоков: верхнего продукта (дистиллята), боковых погонов, нижнего (кубового) продукта.

Пример расчёта материального баланса проводится на примере газовой смеси, полученной в результате атмосферной перегонки нефти. Состав газа приведен в нижеследующей таблице.

Номера компонент- тов	Компоненты сырья	Молярная масса M_i	Состав сырья в мольных долях c_i	Молярная концентрация $M_i \cdot c_i$	Состав сырья в массовых долях $c_i = \frac{M_i c_i}{\sum M_i c_i}$
1	CH_4	16	0,0035	0,0560	0,0010
2	C_2H_6	30	0,0073	0,2190	0,0040
3	C_3H_8	44	0,3751	16,5044	0,3000
4	$\text{n-C}_4\text{H}_{10}$	58	0,4269	24,7602	0,4500
5	$\text{n-C}_5\text{H}_{12}$	72	0,1872	13,4784	0,2450
Сумма		—	1,0000	$M_{cp} \approx 55$	1,0000

При этом средняя молярная масса сырья рассчитывается по формуле

$$M_{cp} = \sum_1^5 M_i c_i = 55,018 \approx 55$$

В дальнейшем для удобства расчет проводится на 100 кмоль сырья. Составы выражены в мольных долях. Ввиду незначительного допускаемого содержания бутана в дистилляте (1,3 моль.%) и пропана в остатке (мол. 4 %) можно без заметного ущерба для точности расчета пренебречь содержанием CH_4 и C_2H_6 в остатке и содержанием $\text{n-C}_5\text{H}_{12}$ в дистилляте.

Итак, принимаем, что $x'_{R1} = 0$, $x'_{R2} = 0$, $y'_{D5} = 0$ (здесь и дальше x' в y' – мольные доли компонентов соответственно в жидкости и парах, индекс R относится к остатку, индекс D – к дистилляту, индекс 1, 2, ..., 5 – соответственно к метану, этану, пентану, индекс G – к сырью).

Запишем уравнение материального баланса для всей колонны по общему количеству молей потоков и по каждому компоненту:

$$G = D + R, \quad (3.27)$$

$$G c'_1 = D \cdot y'_{D1} + R \cdot x'_{R1}, \quad (3.28)$$

$$Gc'_2 = D \cdot y'_{D^2} + R \cdot x'_{R^2} , \quad (3.29)$$

$$Gc'_3 = D \cdot y'_{D^3} + R \cdot x'_{R^3} , \quad (3.30)$$

$$Gc'_4 = D \cdot y'_{D^4} + R \cdot x'_{R^4} , \quad (3.31)$$

$$Gc'_5 = D \cdot y'_{D^5} + R \cdot x'_{R^5} . \quad (3.32)$$

Подставляя в эти уравнения известные нам величины и исключая R из уравнений (3.28)–(3.32), с помощью (2.27) получим

$$100 \cdot 0,0035 = D \cdot y'_{D^1} + (G - D) \cdot x'_{R^1} . \quad (3.33)$$

Поскольку $x'_{R^1} = 0$, то

$$D \cdot y'_{D^1} = 0,35. \quad (3.34)$$

Аналогичным образом получим

$$D \cdot y'_{D^2} = 0,73. \quad (3.35)$$

На основе уравнения (3.30) имеем:

$$D \cdot (y'_{D^3} - 1) = 837,5; \quad (3.36)$$

$$100 \cdot 0,4269 = D \cdot 0,013 + (100 - D) \cdot x'_{R^4} ; \quad (3.37)$$

$$100 \cdot 0,1872 = D \cdot 0 + (100 - D) \cdot x'_{R^5} . \quad (3.38)$$

Суммируя (3.37) и (3.38), получаем

$$61,41 = D \cdot 0,013 + (100 - D) \cdot (x'_{R^4} + x'_{R^5}) . \quad (3.39)$$

По условию разделения известно, что

$$x'_{R^3} + x'_{R^4} + x'_{R^5} = 1, \quad (3.40)$$

где $x'_{R^3} = 0,04$.

Отсюда

$$x'_{R^4} + x'_{R^5} = 1 - 0,04 = 0,96. \quad (3.41)$$

Следовательно,

$$61,41 = 0,013D + 96 - 0,96D \quad (3.42)$$

и

$$D = 34,59 : 0,947 = 36,6 \text{ кмоль/ } 100 \text{ кмоль сырья}; \quad (3.43)$$

$$R = 100 - 36,6 = 63,4 \text{ кмоль/ } 100 \text{ кмоль сырья}. \quad (3.44)$$

Далее рассчитаем мольные доли других компонентов в парах и жидкости:

$$y'_{D^1} = 0,35 : 36,6 = 0,0096; \quad (3.45)$$

$$y'_{D^2} = 0,73 : 36,6 = 0,0200; \quad (3.46)$$

$$y'_{D^3} = (37,51 - 63,4 * 0,04) : 36,6 = 0,9560; \quad (3.47)$$

$$x'_{R^4} = (42,69 - 36,6 * 0,013) : 63,4 = 0,6650; \quad (3.48)$$

$$x'_{R^5} = 18,72 : 63,4 = 0,2950. \quad (3.49)$$

Данные о составе и количестве дистиллята и остатка сведём в табл. 3.3.

Таблица 3.3

Количество и состав потоков D и R

Компонент	Сырьё, кмоль	Дистиллят D		Остаток R	
		$D \cdot x'_{Di}$, кмоль	$y'_{Di}=x''_{Di}$	$R \cdot x'_{Ri}$, кмоль	x'_{Ri}
CH ₄	0,35	0,35	0,0096	-	-
C ₂ H ₆	0,73	0,73	0,0200	-	-
C ₃ H ₈	37,51	35,0	0,9560	02,51	0,0400
н-C ₄ H ₁₀	42,69	0,48	0,0130	42,21	0,6650
н-C ₅ H ₁₂	18,72	-	-	18,72	0,2950
Итого	100,00	36,6	0,9986~1,0	~ 63,4	1,0000

3.8. Технологическое оформление реакторных подсистем

В технологии основного органического и нефтехимического синтеза, как практически и в любой химической технологии, одной из основных является подсистема, включающая реактор. Химический реактор – это аппарат, в котором осуществляются химические реакции с целью получения необходимых веществ в условиях технологического процесса. Основными показателями процессов, протекающих в реакторе, являются конверсия реагентов, выход продуктов и селективность химического процесса.

В подсистему помимо реактора могут входить и другие аппараты: теплообменники для подогрева или охлаждения сырья и продуктов реакций, отвода или подвода тепла к реактору, пылеуловители для отделения катализаторной пыли, циркуляционные насосы и др.

Так как в производствах ОО и НХС применяют аппараты большой единичной мощности, использование теплоты химических реакций и, наоборот, минимизация подвода тепла для осуществления реакций представляют важную задачу. В связи с этим такие производства часто реализуются как энергохимические комплексы. Во многих случаях теплота реакций используется для получения водяного пара, при этом реактор выполняет одновременно роль котла-утилизатора. Полученный пар может быть использован для различных целей.

Однако основная задача рассматриваемой подсистемы заключается в достижении оптимальных величин конверсии сырья и селективности химического процесса. Для этого необходимо не только правильно выбрать все значения параметров процесса, протекающего в реакторе, но и провести его строго в этих условиях. Следовательно, необходимо знать основные факторы, влияющие как на скорость и пути химического превращения исходных веществ, так и на их конверсию, т. е. знать способы, позволяющие управлять химическими процессами. Для этого необходимо прежде всего изучить термодинамические и кинетические закономерности химических реакций и других процессов, протекающих в реакторах. Кроме того, для выбора и технико-экономического сравнения реакторов нужно располагать сведениями о классификации как химических реакций и процессов, так и химических реакторов.

3.9. Расчёт основных показателей химических процессов

3.9.1. Основные характеристики технологического процесса. Любой химический процесс характеризуется достаточно большим числом показателей, которые отражают ту или иную сторону технологического процесса. Среди них следует назвать в первую очередь основные параметры технологического режима – температуру, давление, концентрацию исходных веществ, объёмную скорость, соотношение фаз или веществ и т. д. Еще один показатель химической

реакции – её *скорость*. Все эти показатели являются объективными характеристиками химического процесса, и по ним можно судить, например, о возможности проведения процесса в промышленных масштабах, о целесообразных вариантах технологического оформления процесса и т. д.

Целесообразность промышленного освоения процесса определяется прежде всего потребностью и рентабельностью производства данного продукта. Однако ТЭП процесса необходимо знать и в том случае, когда для производства целевого продукта предлагаются два или более метода получения и следует сделать выбор между ними.

Для описания процесса и решения этих задач необходимо знать такие показатели, как конверсия (или степень превращения) сырья, выход целевого продукта и селективность процесса по данному целевому продукту.

Конверсия – это величина, характеризующая превращение сырья в результате реакции. Она представляет собой отношение количества сырья, вступившего в реакцию, к количеству сырья, взятому для проведения реакции:

$$\alpha = \frac{\text{количество прореагировавшего сырья}}{\text{количество сырья, взятого в реакцию}} \quad (3.50)$$

Степень конверсии может выражаться в долях или в %, причём количество сырья (как взятого, так и прореагировавшего) можно выражать в любых единицах – массовых (г, кг, т), объёмных (л, м³) или мольных (моль, кмоль).

Таким образом, по величине конверсии можно судить о глубине превращения сырья, но ничего нельзя сказать о целевых продуктах реакции. Например, если на выходе из реактора по результатам анализа сырьё не обнаруживается, то оно полностью прореагировало и конверсия равна 100 %. При этом, однако, возможно, что целевого продукта в реакционной массе практически нет.

Для процессов, в которых используются два и более видов сырья, конверсию рассчитывают для каждого вида сырья отдельно. Однако чаще всего расчёт ведут по одному из компонентов. Обычно в качестве такого компонента выбирают реагент, взятый в недостатке, или, например, наиболее дорогой и дефицитный вид сырья.

Рассмотрим реакцию



где k_a, k_b, k_d – стехиометрические коэффициенты;

A – ключевой компонент сырьевой смеси;

B – целевой продукт;

D – побочный продукт.

Обозначим:

N_{A0} – число молей взятого в реакцию сырья,

N_A – число молей непрореагировавшего сырья,

N_B – число молей целевого продукта B , фактически полученное в реакции,
 $N_{np.A}$ – число молей прореагировавшего сырья (ключевого компонента).

В соответствии с формулировкой выражение для расчёта конверсии будет иметь вид:

$$\alpha = \frac{N_{np.A}}{N_{A0}} = \frac{N_{A0} - N_A}{N_{A0}} = 1 - \frac{N_A}{N_{A0}}. \quad (3.52)$$

Выход целевого продукта характеризует процесс с точки зрения производства целевого продукта и показывает, какое количество целевого продукта получается из взятого в реакцию количества сырья.

Для расчёта выхода целевого продукта необходимо знать, какое количество этого продукта можно получить при «идеальном» проведении процесса.

Поскольку все химические реакции в принципе можно рассматривать как обратимые, максимальное количество целевого продукта, которое можно получить в реакции, определяется положением химического равновесия. Расчёты в этом случае проводятся соответствующими методами химической термодинамики. Для тех процессов, которые можно считать практически необратимыми, когда положение равновесия сдвинуто далеко в сторону образования конечных продуктов, расчёты существенно упрощаются и их можно вести по стехиометрическим соотношениям.

Исходя из этого, следует различать:

- а) *выход целевого продукта от термодинамически возможного выхода,*
- б) *выход целевого продукта от стехиометрического выхода в расчёте на взятое в реакцию сырьё,*
- в) *выход целевого продукта от стехиометрического выхода в расчёте на прореагировавшее (разложенное) сырьё; этот выход называется часто селективностью процесса (реакции) по целевому продукту.*

Выходом целевого продукта от термодинамически возможного выхода является отношение количества фактически полученного целевого продукта к количеству целевого продукта, которое могло бы находиться в реакционной массе в состоянии термодинамического равновесия:

$$\gamma_T = \frac{N_{ф.ц}}{N_{р.ц}}, \quad (3.53)$$

где γ_T – выход целевого продукта от термодинамически возможного;

$N_{ф.ц}$ – количество целевого продукта, фактически полученное в результате реакции;

$N_{р.ц}$ – количество целевого продукта, которое могло бы присутствовать в реакционной массе в условиях равновесия.

Величины $N_{ф.ц}$ и $N_{р.ц}$ могут быть выражены в любых единицах. В качестве примера рассмотрим реакцию, протекающую в газовой фазе:



Для такой реакции можно записать

$$K_p = \frac{P_D}{P_A \cdot P_B}, \quad (3.55)$$

где K_p – константа равновесия;

P_D, P_A, P_B – парциальные давления компонентов D, A, B в равновесных условиях.

Количество целевого продукта D (в мольных долях) в состоянии равновесия обозначим через X_p^D . Тогда

$$X_p^D = \frac{P_D}{\pi}, \quad (3.56)$$

где π – общее давление в системе,

$$\pi = P_A + P_D + P_B \quad (3.57)$$

или

$$\frac{P_A}{\pi} + \frac{P_B}{\pi} + \frac{P_D}{\pi} = 1, \quad (3.58)$$

откуда

$$\frac{P_A}{\pi} + \frac{P_B}{\pi} = 1 - X_p^D. \quad (3.59)$$

Если $P_A = P_B$ исходя из уравнения реакции (3.54), можно записать

$$\frac{P_A}{\pi} = \frac{P_B}{\pi} \quad (3.60)$$

и

$$2 \frac{P_A}{\pi} = 2 \frac{P_D}{\pi} = 1 - X_p^D, \quad (3.61)$$

отсюда

$$\frac{P_A}{\pi} = \frac{P_B}{\pi} = \frac{1 - X_p^D}{2}. \quad (3.62)$$

Следовательно,

$$K_p = \frac{4X_p^D}{(1 - X_p^D)^2 \pi}. \quad (3.63)$$

Из выражения (3.63) легко определить X_p^D . Поскольку в данном случае X_p^D выражено в мольных долях, то количество фактически полученного продукта также необходимо выразить в мольных долях, и тогда выход от термодинамически возможного выразится отношением

$$\gamma = \frac{X_{\phi}^D}{X_p^D}. \quad (3.64)$$

Выходом целевого продукта от стехиометрически возможного выхода в расчёте на взятое в реакцию сырьё является отношение количества фактически полученного целевого продукта к количеству целевого продукта, которое можно получить в соответствии со стехиометрическими коэффициентами при 100-процентной конверсии сырья. Такие расчёты выполняются для необратимых реакций.

Для реакции (3.51) выход можно рассчитать по формуле

$$\gamma = \frac{N_B}{N_{см.В}}, \quad (3.65)$$

где $N_{см.В}$ — количество молей целевого продукта B , которое можно получить из взятого в реакцию сырья A_0 в соответствии со стехиометрическими коэффициентами.

Для реакции (3.51) имеем

$$N_{см.В} = \frac{N_{A0} \cdot \gamma_B}{\gamma_A}. \quad (3.66)$$

Следовательно,

$$\gamma = \frac{N_B \gamma_A}{N_{A0} \gamma_B}. \quad (3.67)$$

Пример 1. Рассмотрим реакцию алкилирования бензола пропиленом, которую при некоторых условиях можно рассматривать как необратимую. Для проведения реакции взято 530 г бензола и 105 г пропилена. В реакционной массе обнаружено 72,1 масс. % бензола и 27,9 масс. % изопропилбензола (ИПБ).

Требуется: определить выход ИПБ в расчёте на взятое в реакцию сырьё, если общее количество алкилата составило 595 г.

Число молей реагентов, взятых в реакцию:

$$N_{бензола} = \frac{530}{78,114} = 6,785 \text{ моля}; \quad (3.68)$$

$$N_{\text{пропилена}} = \frac{105}{42,081} = 2,495 \text{ моля,} \quad (3.69)$$

где 78,114 и 42,081 соответственно молекулярные массы C_6H_6 и C_3H_6 .

Следовательно, пропилен взят в недостатке, и все расчёты следует вести на этот компонент сырья. По уравнению реакции пропилен расходуется только на образование ИПБ; стехиометрические коэффициенты равны единице. Количество фактически полученного ИПБ

$$N_{\text{ИПБ}} = \frac{595 \cdot 27,9}{100 \cdot 120,195} = 1,381 \text{ моля,} \quad (3.70)$$

где 120,195 – молярная масса изопропилбензола.

Выход ИПБ от стехиометрически возможного выхода в расчёте на взятый в реакцию пропилен

$$\gamma = \frac{N_{\text{ИПБ}} \cdot 1}{N_{\text{проп}} \cdot 1} = \frac{1,381}{2,495} = 0,554 \equiv 55,4 \% \text{ мольных.} \quad (3.71)$$

В расчётах в этом примере мы исходим из того, что в реакцию взято 105 г (2,495 моля) пропилена, и не оговариваем, какое количество пропилена фактически вступило в реакцию. Если провести аналогичные расчёты по количеству пропилена, фактически вступившего в целевую реакцию, то получим величину, которая называется *селективностью* процесса.

Выход целевого продукта от стехиометрического выхода в расчёте на прореагировавшее сырьё (селективность процесса) является очень важным фактором, поскольку характеризует степень полезного использования сырья.

Различают дифференциальную и интегральную селективность.

Дифференциальная селективность определяется на основе кинетических соотношений основной и побочных реакций и характеризует процесс на данный момент времени (или мгновенное состояние процесса). Этот показатель интересен при исследовании химического превращения.

Большее применение в производственной практике находит интегральная селективность. Она характеризует процесс по конечному результату и может быть рассчитано как по данным материального баланса процесса, так и по относительной скорости основной и побочных реакций.

Интегральная селективность в целях упрощения будет обозначаться просто термином «селективность».

Исключительная важность, которая придаётся селективности процессов, обусловлена тем, что она характеризует степень квалифицированного использования сырья, а следовательно, определяет расходные показатели сырья на единицу целевой продукции. Учитывая, что в структуре себестоимости доля сырья составляет, как правило, основную долю расходов, увеличение селективности процесса является одним из главных резервов снижения себестоимости продукции. Следует отметить, что увеличение селективности достигается проведением процесса в оптимальных условиях, подбором более избирательно работающих катализаторов, а также соответствующим инженерным оформлением процесса и прежде всего конструкцией основного аппарата – реактора.

Селективностью процесса по данному целевому продукту называется отношение количества фактически полученного продукта к тому количеству целевого продукта, которое можно получить из прореагировавшего в реакции сырья, исходя из стехиометрических соотношений.

Для реакции (3.51) можно в соответствии с формулировкой записать

$$\beta = \frac{N_B}{N_{см. B}}, \quad (3.72)$$

где N_B – количество полученного продукта;

$N_{см. B}$ – количество целевого продукта, которое можно получить на прореагировавшее сырье согласно стехиометрическим коэффициентам.

$$N_{см. B} = \frac{(N_{A0} - N_A)\gamma_B}{\gamma_A} = \frac{N_{пр. A}\gamma_B}{\gamma_A}; \quad (3.73)$$

$$\beta = \frac{N_B\gamma_A}{N_{пр. A}\gamma_B} = \frac{N_B\gamma_A}{(N_{A0} - N_A)\gamma_B}. \quad (3.74)$$

Пример 2. В реакцию алкилирования бензола пропиленом взято 530 г бензола и 105 г пропилена. Состав реакционной массы (масс. %):

– бензола	– 70,1
– ИПБ	– 27,9
– диизопропилбензола (ДИПБ)	– 2,0
Общее количество алкилата	– 595 г.

Требуется: определить селективность процесса алкилирования по ИПБ в расчёте на пропилен.

Состав алкилата, г (моль):

Бензол $595 \cdot 0,701 = 417,095$ (5,347)

ИПБ $595 \cdot 0,279 = 166,005$ (1,381)

ДИПБ $595 \cdot 0,02 = 11,9$ (0,073)

Количество прореагировавшего пропилена составляет:

$$N_{\text{проп}} = 1,381 + 2 \cdot 0,073 = 1,527 \text{ моля.} \quad (3.75)$$

Селективность процесса по ИПБ

$$\beta = \frac{1,381 \cdot 1}{1,527 \cdot 1} = 0,904 \text{ или } 90,4 \%. \quad (3.76)$$

Если в реакционной массе присутствует один целевой продукт и несколько побочных продуктов реакции, схема расчёта остаётся без изменений.

В промышленных условиях процесс проводят таким образом, чтобы интенсивность работы реактора, то есть его производительность, отнесённая к какой-либо величине, характеризующей размеры данного аппарата (например, объём реактора), была максимальной:

$$I = \frac{G_c \cdot \alpha \cdot \beta}{\tau \cdot V_p}, \quad (3.77)$$

где I – интенсивность работы реактора;

G_c – количество подаваемого в реактор сырья;

α – конверсия сырья;

β – селективность процесса по целевому продукту;

τ – время работы реактора;

V_p – объём реактора.

Таким образом, при прочих равных условиях селективность зависит от конверсии сырья. Более того, вид функции $\beta = f(\alpha)$ существенно может зависеть от типа реактора, в котором протекает процесс. Поэтому ниже рассмотрим зависимость селективности от степени конверсии сырья в трёх идеализированных типах реакторных устройств:

а) реакторы идеального смешения периодического действия;

б) реакторы идеального смешения непрерывного действия;

в) реакторы идеального вытеснения непрерывного действия.

Характеристические уравнения реакторов идеальных моделей:

– для реактора идеального смешения периодического действия

$$\tau = C_{A_0} \int_0^{\alpha} \frac{d\alpha}{\omega}; \quad (3.78)$$

– для реактора идеального смешения непрерывного действия

$$\tau = \frac{C_{A_0} \alpha}{\omega} ; \quad (3.79)$$

– для реактора идеального вытеснения непрерывного действия

$$\tau = C_{A_0} \int_0^{\alpha} \frac{d\alpha}{\omega} . \quad (3.80)$$

Во всех приведённых формулах τ – время контакта (расчётное время контакта); C_{A_0} – начальная концентрация исходного вещества A ; α – конверсия; ω – скорость реакции.

Эти выражения связывают время контакта и конверсию. Зная кинетические уравнения реакции, можно рассчитать время контакта при данной конверсии, а следовательно, и объём реакционного устройства.

3.9.2. Расчёт основных показателей одностадийных процессов. В практических расчётах химико-технологических процессов иногда используют приближённые методы расчёта выхода и селективности.

Расчёт выхода по массовому количеству сырья и целевой продукции основан на отношении количества полученной в процессе целевой продукции к количеству взятого в реакцию сырья. Применение этого метода в различных процессах даёт различные результаты:

а) для процессов крекинга и пиролиза этот метод расчёта является вполне оправданным, поскольку теоретический расчёт количества целевого продукта, которое можно получить в результате реакции, либо сложен, либо невозможен. Часто за выход целевого продукта в этих процессах принимается содержание целевого продукта в продуктах реакции;

б) для процессов дегидрирования указанный метод допустим в расчётах, не требующих высокой точности. Отклонение результатов расчётов от величин, полученных при расчёте по количеству молей сырья и целевого продукта, сравнительно невелико и обусловлено тем, что молярной массе целевого продукта обычно придается значение молярной массы сырья;

в) для процессов алкилирования применение этого метода приводит к получению величин выхода, превышающих 100 %. В технических расчётах такой метод вычисления выхода встречается достаточно часто.

3.9.3. Расчёт показателей многостадийных процессов. Расчёт конверсии сырья, выхода и селективности для отдельной стадии многостадийного процесса проводится в соответствии с вышеприведенными рекомендациями.

В процессе, в котором после первой стадии непревращенное сырьё перерабатывается на второй стадии, общую конверсию определяют по формуле

$$\alpha = \left[1 - \prod_{i=1}^d \left(1 - \frac{\alpha_i}{100} \right) \right] \cdot 100, \quad (3.81)$$

где α – конверсия сырья по всему процессу;

α_i – конверсия сырья на каждой из стадий процесса;

d – число стадий.

Выход и селективность определяются по следующим формулам:

$$\gamma = \prod_{i=1}^d \frac{\gamma_i}{100^{i-1}}, \quad (3.82)$$

$$\beta = \prod_{i=2}^d \frac{\beta_i}{100^{d-1}}, \quad (3.83)$$

где γ – выход целевого продукта;

γ_i – выход промежуточных продуктов;

β – селективность по целевому продукту;

β_i – селективность по промежуточным продуктам;

d – число стадий процесса.

3.9.4. Расчёт товарного материального баланса. В отличие от номинального материального баланса, который рассчитывается без учёта материальных потерь в виде таблиц материального баланса, товарный материальный баланс рассчитывается с учётом и механических, и технологических потерь.

В любом промышленном процессе неизбежны потери сырья, целевой или промежуточной продукции. Потери сырья в реальном ХТП бывают механические и технологические.

Механические потери возникают при транспортировке, загрузке и выгрузке, компримировании, перекачке, хранении и т. д.

Технологические потери обусловлены несовершенством самого технологического процесса. К таким относятся потери:

- в реакционных аппаратах;
- в процессах разделения;
- с теплоносителями в теплообменных аппаратах при их повреждении;
- с побочными продуктами и отходами производства.

Для облегчения расчётов потери обычно суммируют и относят к какой-либо определённой стадии процесса, независимо от того, где эти потери фактически имеют место.

Если расчёт номинального материального баланса осуществляется с целью получения исходных данных для подробного технологического расчёта любого аппарата, то товарный материальный баланс является источником исходных данных для расчёта удельных расходных норм сырья и вспомогательных материалов для технологии.

Товарный материальный баланс выражается следующим уравнением:

$$G_1 + G_2 = G_3 + G_4 + G_5 + G_6 + G_7 + G_{\text{п}}, \quad (3.84)$$

где G_1 – сырьё;

G_2 – вспомогательные материалы, участвующие в ХТП;

G_3, G_4, G_5, G_6, G_7 – товарные и побочные продукты;

$G_{\text{п}}$ – суммарные материальные потери.

3.9.5. Расчёт расходных коэффициентов. Приведенные выше методы расчёта основных показателей ХТП относятся, строго говоря, только к собственно химическим реакциям. Расходный коэффициент в этом случае определяется как величина, обратная селективности:

$$K_{\text{расх}}^0 = \frac{1}{\beta}. \quad (3.85)$$

В общем виде можно записать:

$$K_{\text{расх.}} = \frac{1}{\alpha\beta(1-\beta_2)(1-\Delta_0)(1+\Delta_2)}, \quad (3.86)$$

где α – конверсия сырья по всему процессу;

β_2 – селективность по целевому продукту;

Δ_0 – количество примесей в сырьё;

Δ_2 – количество примесей в целевом продукте.

Для получения численного значения необходимо заданные величины перевести в мольные с использованием известных зависимостей.

Число молей

$$N_i = \frac{m}{M}, \quad (3.87)$$

где m – масса;

M – молярная масса.

Мольная доля

$$\nu = \frac{N_i}{\sum N_i}. \quad (3.88)$$

Для пересчёта мольного коэффициента расхода в массовый используется соотношение

$$K_{расх.T}^M = K_{расх.T}^N \frac{M_c}{M_u}, \quad (3.89)$$

где M_c и M_u – молярные массы сырья и целевого продукта соответственно.

3.10. Реакторное оборудование химических процессов

3.10.1. Принципы проектирования химических реакторов. Химический реактор – это основной аппарат, в котором реализуется химический процесс. В технологической схеме он связан с рядом других аппаратов, включающих блоки подготовки сырья и вспомогательных веществ и аппаратами разделения продуктов реакции и выделения целевого продукта. Конструкция и технологический режим работы реактора определяют экономическую эффективность технологического процесса в целом.

Выбор конструкции и размеров химического реактора определяется природой сырья и продуктов процесса, скоростями протекающих химических реакций, интенсивности процессов массо- и теплообмена. В качестве исходных данных задаются производительность реактора и степень превращения сырья, а также параметры технологического процесса.

Проектировщик обязан знать главные показатели реакционных устройств.

Основным показателем эффективности работы реактора является интенсивность. Для гомогенных процессов она выражается формулой

$$I = \frac{\Pi}{V}, \quad (3.90)$$

а для гетерогенных процессов

$$I = \frac{\Pi}{S}, \quad (3.91)$$

где I – интенсивность;

Π – производительность;

V – реакционный объем;

S – поверхность контакта.

От интенсивности зависит время, затрачиваемое на производство единицы продукции, и главной задачей при расчете химического реактора является установление зависимости

$$\tau = F(X, C, U), \quad (3.92)$$

где τ – время пребывания реагентов в реакторе;

X – степень превращения реагентов в целевой продукт;

C – начальная концентрация реагентов;

U – скорость химического процесса.

При проектировании химического реактора необходимо учитывать основные требования к нему, которые включают следующие принципы:

- 1) обеспечивать большую производительность при возможно более высокой степени превращения;
- 2) наиболее полно использовать энергию экзотермических реакций и теплоту, подводимую извне для проведения эндотермических реакций;
- 3) рационально расходовать энергию на транспортировку и смешение реагентов;
- 4) обеспечить простоту в устройстве и дешевизну при изготовлении;
- 5) обеспечить максимально возможный уровень механизации и автоматизации.

3.10.2. Классификация химических реакторов. В основу классификации химических реакторов положены три принципа: организационно-техническая структура операций, осуществляемых в реакторе, характер теплового режима и характер режима движения компонентов.

По *организационно-технической структуре* операций химические реакторы делятся на реакторы периодического и реакторы непрерывного действия.

Для реакторов *периодического действия* характерно падение движущей силы процесса во времени вследствие уменьшения концентрации реагентов в ходе процесса. Это приводит к тому, что режим работы реакторов периодического действия нестационарен во времени и требует изменения параметров процесса (температуры, давления и т. д.) для компенсации этого падения и поддержания скорости процесса на заданном уровне (рис. 3.2).

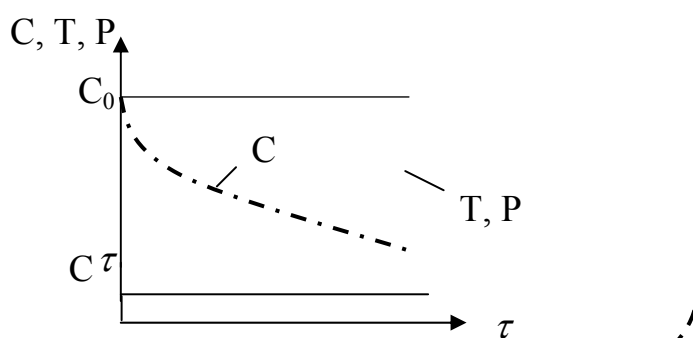


Рис. 3.2. Режим работы реактора периодического действия:

C_0 – концентрации реагентов начальная; C^τ – концентрации реагентов в момент τ ; T – температура в реакторе; P – давление в реакторе

Для реакторов *непрерывного действия* характерно постоянство движущей силы процесса во времени вследствие постоянства концентраций реагентов в

ходе процесса. Поэтому режим работы таких реакторов стационарен во времени и не требует корректировки параметров процесса (рис. 3.3).

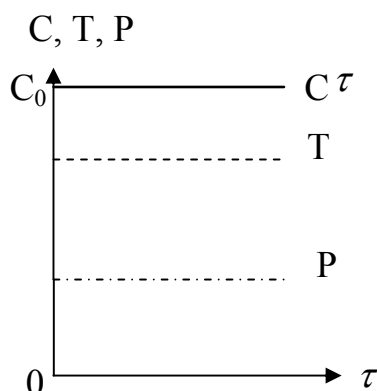


Рис. 3.3. Режим работы реактора непрерывного действия

В общем виде производительность реакторов рассчитывают по уравнению

$$\Pi = \frac{m}{\tau_p + \tau_z + \tau_e} \quad (3.93)$$

Производительность реакторов непрерывного действия выше, чем реакторов периодического действия при прочих равных условиях.

Реакторы классифицируют также по температурному режиму и степени перемешивания. По температуре процесса реакторы делят на высокотемпературные и низкотемпературные, по давлению — на реакторы, работающие при высоком, повышенном, нормальном и низком (под вакуумом) давлении. Реакторы также классифицируют по типу процесса на гомогенные и гетерогенные.

По характеру температурного режима реакторы и проводимые в них процессы разделяют на адиабатические, изотермические и политермические.

Адиабатические реакторы при спокойном (без перемешивания) течении потока реагентов не имеют теплообмена с окружающей средой, т. е. имеют хорошую теплоизоляцию. При этом все тепло экзотермической реакции аккумулируется потоком реагирующих веществ. Температурный режим в любой точке по фронту реактора описывается уравнением

$$T_k = T_n \pm \frac{Q'}{G \cdot c} x, \quad (3.94)$$

где T_k , T_n — конечная и начальная температуры системы;

Q'_p — тепловой эффект процесса при полном переходе основного компонента из одного состояния в другое;

G – масса реакционной смеси;

c – средняя теплоемкость смеси в интервале температур $T_H - T_K$;

x – степень превращения.

Если обозначить $Q_p' / G \times c = \lambda$, то вышеприведенное уравнение является линейным и его можно записать следующим образом:

$$T_K = T_H \pm \lambda \cdot x. \quad (3.95)$$

Знак «+» соответствует экзотермической реакции, знак «-» – эндотермической реакции; λ представляет собой тангенс угла наклона графика зависимости температуры от степени превращения сырья, изображенного на рис. 3.4.

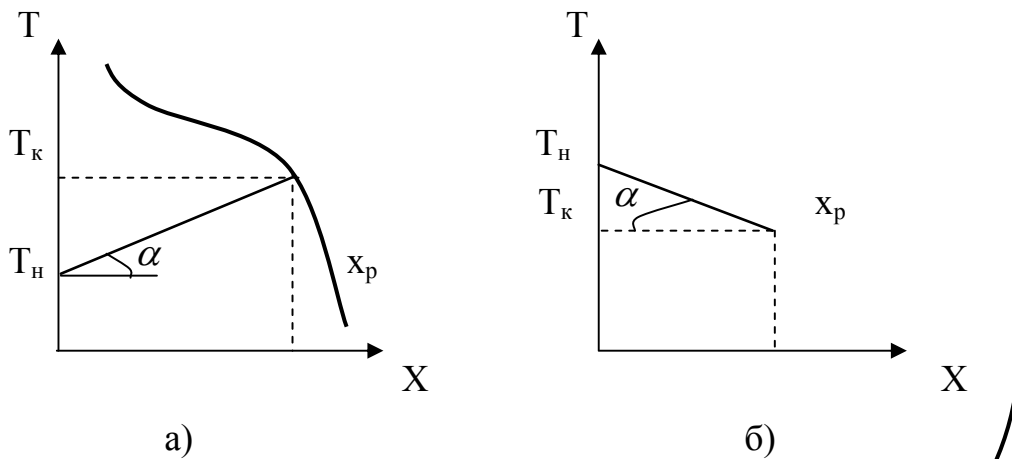


Рис. 3.4. Изменение температурного режима по фронту адиабатического реактора:

а) экзотермическая реакция; б) эндотермическая реакция

На графиках (рис. 3.4) значение λ определяется как тангенс угла наклона прямой к оси абсцисс.

По времени контакта τ реагентов, которое пропорционально габаритам реактора $H(L)$ ($\tau = H/w$), степень превращения и температура в адиабатическом реакторе изменяются также по сложным кривым (рис. 3.5; 3.6).

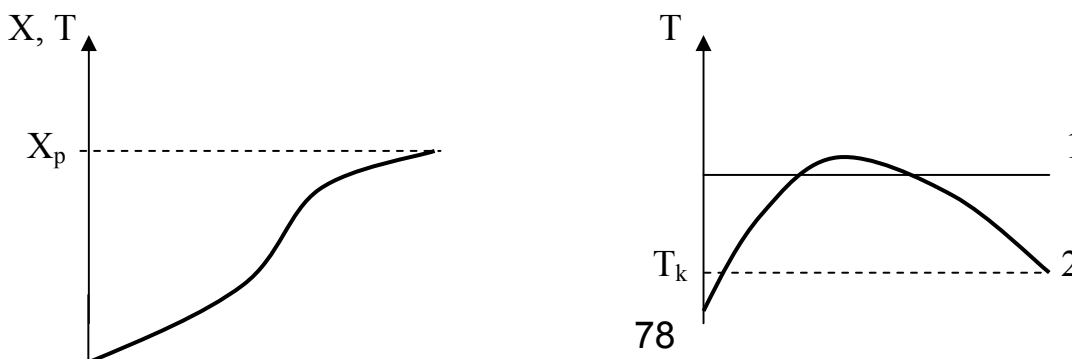




Рис. 3.5. Изменение степени превращения X и температуры T по высоте H (длине L) адиабатического реактора
Рис. 3.6. Температурная характеристика термического и политропического реакторов: 1 – изотермический режим; 2 – политропический режим при экзотермическом процессе

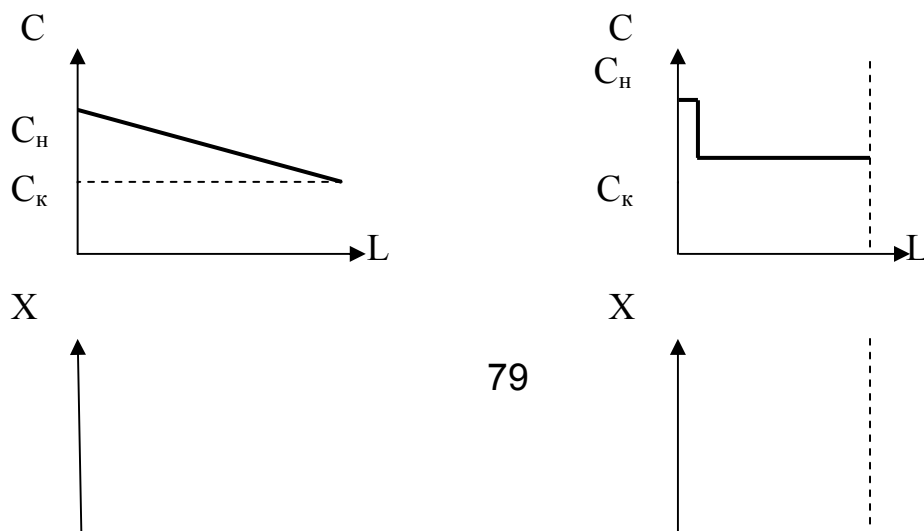
Изотермические реакторы имеют постоянную температуру во всех точках реакционного объема, т. е. $T_k = T_{cp}$ во времени и пространстве в соответствии с графиком 1 на рис. 3.6. Изотермический режим более выгоден для производства и облегчает автоматизацию технологического процесса в реакторе по сравнению с адиабатическим режимом.

Изотермический режим достигается в реакторах с мешалкой или в кипящем (псевдоожиженном) слое. В таких реакторах гидродинамический режим обеспечивает приближение к полному перемешиванию с продуктами реакции и инертными компонентами. При этом температура в экзотермических реакторах повышается, а в эндотермических понижается до конечной величины сразу после поступления исходных веществ в реакционное пространство. Можно приблизиться к изотермическому режиму путем подвода тепла для компенсации эндотермического эффекта или отвода тепла в экзотермическом процессе.

Политропические реакторы характеризуются частичной компенсацией тепла реакции путем отвода (подвода) теплоты. К ним относят реакторы с малой степенью смешения реагирующих веществ и теплообменниками, помещенными внутрь реакционного объема, например трубчатые контактные аппараты. Температура по высоте (длине) реактора изменяется по характерной кривой (см. рис. 3.6).

По характеру гидродинамического движения реакционной массы (по степени перемешивания реагентов) различают два предельных типа реакторов непрерывного действия (проточных): **идеального вытеснения** и **полного (идеального) смешения**.

Реактор идеального вытеснения (РИВ) характеризуется ламинарным потоком движения реакционной массы по всему фронту реактора. В таких реакторах основные показатели процесса изменяются по длине (высоте) реактора (рис. 3.7а).



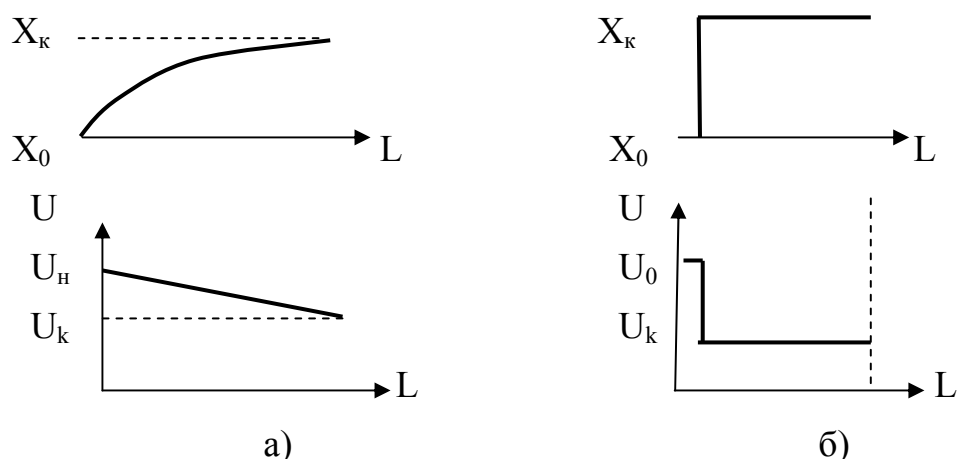


Рис. 3.7. Изменение характеристик в реакторах идеального вытеснения (а) и идеального смешения (б): C_n и C_k – начальная и конечная концентрации реагентов; X_0 и X_k – степень превращения реагентов в начале и конце процесса; U_0 и U_k – начальная и конечная скорости процесса

На рис. 3.8 представлен характер изменения движущей силы процесса в реакторах идеального вытеснения и идеального смешения. Из него следует, что наибольшая величина движущей силы достигается в реакторах идеального вытеснения, а наименьшая – в реакторах идеального смешения.

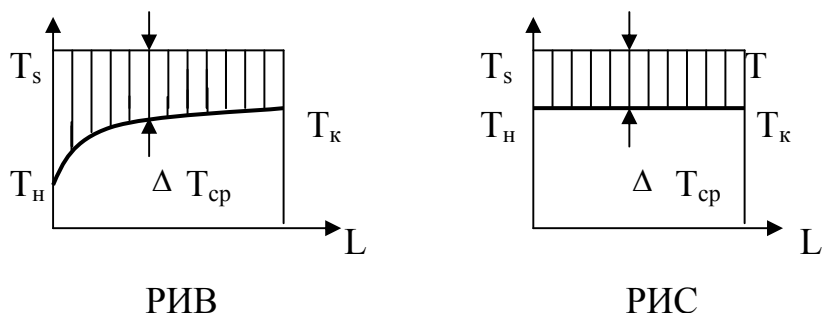
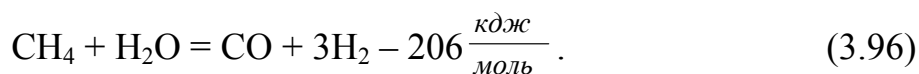


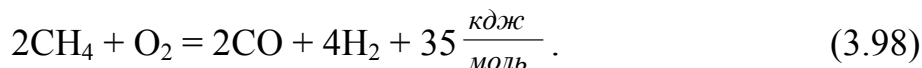
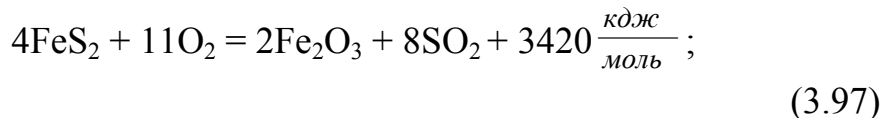
Рис. 3.8. Изменение движущей силы процесса в реакторах РИВ и РИС:
 T_s – предельная температура, достигаемая в процессе;
 T_n – начальная температура в процессе; T_k – конечная температура в реакторе;
 ΔT_{cp} – средняя движущая сила процесса; L – длина реактора

Типичный пример конструкции реактора идеального вытеснения с политермическим режимом для эндотермических процессов приведен на рис. 3.9. Примером применения такого типа реактора является производство синтез-газа конверсией метана с водяным паром:



Принцип действия реактора идеального вытеснения шахтного типа показан на рис. 3.10. Он представляет собой емкость (шахту), в которой на решетке помещен твердый зернистый материал. Высота слоя зернистого материала

обычно больше диаметра реактора. Через слой материала проходит газ, который вступает во взаимодействие с твердым материалом. Концентрация реагирующих веществ в таком реакторе понижается по высоте слоя по логарифмической зависимости. По такому принципу работают многие каталитические реакторы, например, в процессе обжига железного колчедана или в процессе парокислородной конверсии метана по реакциям:



В экзотермических процессах температурный режим реактора близок к адиабатическому режиму. Похожим образом работают насадочные колонны абсорбции газов жидкостями и десорбции газов из жидкостей.

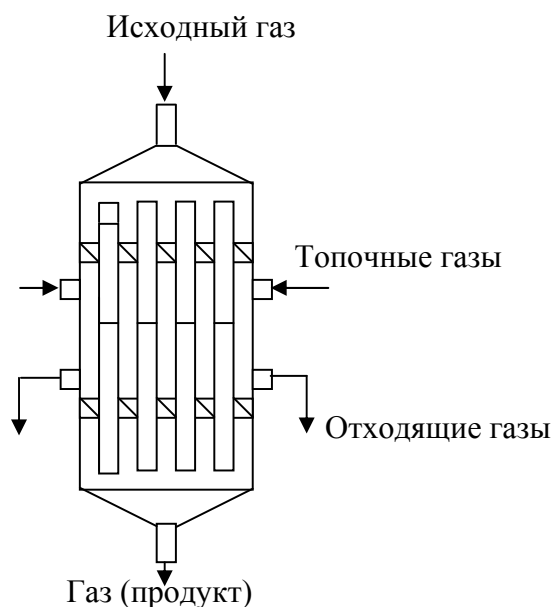


Рис. 3.9. Реактор идеального вытеснения с политермическим режимом для эндотермического процесса с катализатором в трубках

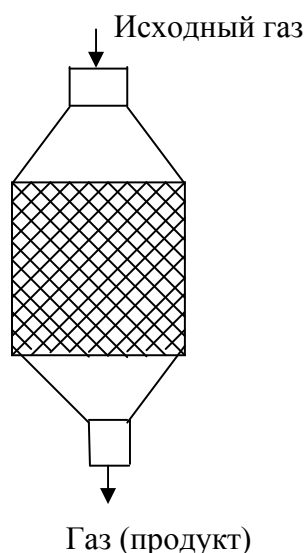


Рис. 3.10. Реактор идеального вытеснения шахтного типа для экзотермического процесса

Конверсия протекает на катализаторе, помещенном в трубках, а в межтрубном пространстве сжигается топливный газ для компенсации эндотермического эффекта реакции.

Реактор полного смешения характеризуется тем, что любой элементарный объем газа или жидкости, поступивший в реактор, мгновенно смешивается со всем содержимым реактора, т.к. скорость турбулентного потока циркуляци-

онных движений по высоте и сечению реактора во много раз больше, чем скорость линейного движения по оси реактора. Концентрация всех веществ и степень превращения во всем объеме такого реактора одинаковы и равны конечным значениям.

Еще один способ классификации реакторов базируется на фазовом состоянии среды, в которой происходит химическое превращение (табл. 3.4).

Расчет реакторов, предназначенных для осуществления различных химических процессов, имеет свои особенности. Вопросам расчета реакционных устройств посвящена литература [1–7], в которой содержатся основы теории объектов, приведены расчетные зависимости, необходимые для проектирования, и примеры конкретного расчета реакционных устройств. Ниже изложены основные принципы, применяемые при проектировании некоторых реакционных устройств в химической промышленности.

Таблица 3.4

Классификация реакторов по фазовому состоянию реакционной системы

Тип реактора	Фазовое состояние среды	Состояние катализатора	Пример процесса
Однофазный	Гомогенная газовая	-	Термокрекинг, висбрекинг, пиролиз
	Гомогенная жидкая	-	Гидролиз, процессы конденсации
	Жидкость-жидкость	-	Алкилирование, диоксанный синтез
Двухфазный	Газ-жидкость	-	Окисление, сульфирование, гидроформилирование
	Газ-твёрдый катализатор	Стационарный	Гидроочистка, каталитический риформинг
		Псевдоожиженный	Каталитический крекинг, дегидрирование бутана
	Жидкость-твёрдый катализатор	Стационарный	Процессы с участием ионообменных смол
Трёхфазный	Жидкость-жидкость-твёрдый катализатор	Стационарный	Гидрирование
		Движущийся	Гидрокрекинг тяжёлого сырья
		Псевдоожиженный	

3.11. Примеры расчетов реакторов некоторых процессов в нефтепереработке и нефтехимии

3.11.1. Реакторы термического крекинга и висбрекинга. Основными реакционными устройствами в процессах термокрекинга и висбрекинга являются змеевик трубчатой печи и необогреваемая реакционная камера.

Для расчета змеевика используется метод Обрядчикова [8]. Последовательность расчета при использовании этого метода приведена ниже.

1. Определяют скорость движения продуктов крекинга в змеевике:

$$\omega = \frac{\omega_0 \rho}{\rho_{см}^t}, \quad (3.99)$$

где ω_0 – скорость движения в трубах печи жидкого сырья при 20 °С, м/с;
 ρ – плотность парожидкостной смеси при температуре крекинга, кг/м³;
 $\rho_{см}^t$ – плотность парожидкостной смеси при 20 °С, кг/м³.

2. Рассчитывают время пребывания сырья в зоне реакции, с:

$$\tau = 60 \frac{a}{x}, \quad (3.100)$$

где a – выход бензина за однократный проход сырья, % масс.;
 x – скорость реакции крекинга, за которую на практике принимают выход бензина, мин.

3. Находят длину реакционного змеевика L :

$$L = w \times \tau. \quad (3.101)$$

3.11.2. Реакторы замедленного коксования. Реакторное устройство в этом процессе представляет собой необогреваемую камеру – пустотелый аппарат, в который поступает сырье, нагретое до 490–510 °С.

Реакторы установок замедленного коксования работают по циклическому графику. Продолжительность цикла составляет от 48 до 60 ч, в зависимости от сырья. При 48-часовом цикле в течение 24 ч осуществляются подача сырья и реакционный процесс, в последующие 9 ч проводят пропаривание и охлаждение кокса водой, 9 ч затрачивается на бурение и выгрузку кокса и 6 ч – на испытание и разогрев камеры перед реакцией.

Последовательность расчета размеров и числа камер коксования приведена ниже.

1. Находят объем образующегося кокса V_K , м³/сутки:

$$V_K = \frac{G_c \cdot a}{100 \rho}, \quad (3.102)$$

где G_C – количество сырья, поступающего в камеру, т/сутки;

a – выход кокса, % масс.;

ρ – плотность кокса, т/м³.

2. Определяют реакционный объем камер:

$$V_p = \frac{V_c}{\omega}, \quad (3.103)$$

где V_C – объёмный расход сырья, поступающего в камеры, м³/ч;

ω – объёмная скорость подачи сырья в камеры, равная при коксовании гудрона 0,12–0,13 ч⁻¹, при коксовании крекинг-остатка – 0,08–0,1 ч⁻¹.

3. Если имеются сведения об объёмном расходе паров, проходящих через камеру V_n , о допустимой линейной скорости их движения v , то диаметр D камеры и площадь ее поперечного сечения F рассчитывают по формулам:

$$D = 1,128 \sqrt{\frac{V_n}{v}}; \quad (3.104)$$

$$F = \frac{V_n}{v} \quad (3.105)$$

В некоторых случаях задаются диаметром камеры и определяют F :

$$F = 0,785 D^2. \quad (3.106)$$

Высота камеры должна быть в 4–5 раз больше ее диаметра.

4. Находят высоту цилиндрической камеры h_c :

$$h_c = \frac{V_c}{24F}. \quad (3.107)$$

5. Определяют приращение высоты коксового слоя в камере за 1 ч h_1 .

6. Рассчитывают высоту коксового слоя в заполненной камере:

$$h_2 = h_1 \tau, \quad (3.108)$$

где τ – продолжительность заполнения камеры коксом.

7. Определяют высоту вспученной массы в камере h_3 :

$$h_3 = K_{всп} h_1, \quad (3.109)$$

где

$$K_{всп} = 4,5 + 0,11(486 - t), \quad (3.110)$$

где t – температура сырья на входе в камеру, °C.

8. Проверяют общую высоту камеры:

$$H = h_2 + h_3. \quad (3.111)$$

3.11.3. Реакторы каталитического крекинга. Процесс каталитического крекинга осуществляется на установках с движущимся и псевдоожиженным слоем катализатора. Расчет реактора установок с псевдоожиженным слоем катализатора состоит из следующих этапов [10].

1. Находят объем катализатора в реакторе V_1 :

$$V_1 = V_c w, \quad (3.112)$$

где V_c – объемный расход перерабатываемого сырья, $\text{м}^3/\text{ч}$ (задается);

w – объемная скорость подачи сырья, ч^{-1} (задается).

2. Рассчитывают объем кипящего слоя V_2 м^3 :

$$V_2 = \frac{V_1 \rho_1}{\rho_2}, \quad (3.113)$$

где ρ_1 – насыпная плотность катализатора, $\text{кг}/\text{м}^3$ (известна);

ρ_2 – плотность кипящего слоя, $\text{кг}/\text{м}^3$ (известна).

3. Определяют площадь поперечного сечения реактора F , м^2 :

$$F = \frac{V_3}{v}, \quad (3.114)$$

где V_3 – объёмный расход продуктов крекинга и водяного пара, проходящих через реактор, $\text{м}^3/\text{с}$;

v – линейная скорость движения паров над слоем катализатора, $\text{м}/\text{с}$.

4. Находят диаметр реактора по формуле (3.104).

5. Рассчитывают высоту псевдоожиженного слоя катализатора h_1 , м :

$$h_1 = \frac{V_2}{F}. \quad (3.115)$$

6. Задаются высотой отстойной зоны h_2 (4,5–5 м) и определяют общую высоту реактора H , м :

$$H = h_1 + h_2. \quad (3.116)$$

7. Рассчитывают время пребывания частиц катализатора в реакторе, мин. :

$$\tau = \frac{60}{n\omega}, \quad (3.117)$$

где n – кратность циркуляции катализатора (задается).

Внутри реактора находится отпарная секция, расчет которой проводится следующим образом.

1. Определяют массу катализатора, находящегося в отпарной секции G_1 , $\text{кг}/\text{ч}$:

$$G_1 = \frac{G_2 \tau''}{60}, \quad (3.118)$$

где G_2 – массовый расход катализатора, циркулирующего через отпарную секцию, кг/ч (задается);

τ'' – время пребывания частиц катализатора в отпарной секции, мин.

3. Находят объем отпарной секции V_4 , м³:

$$V_4 = \frac{G_1 b}{\rho^2}, \quad (3.119)$$

где b – соотношение плотностей кипящих слоёв в реакторе и в отпарной секции (рассчитывается).

4. Рассчитывают площадь поперечного сечения отпарной секции F_0 , м²:

$$F_0 = \frac{G_2}{60 g_1}, \quad (3.120)$$

где g_1 – удельная нагрузка отпарной секции по катализатору, кг/м²·мин.

5. Определяют диаметр отпарной секции по формуле (3.104).

6. Рассчитывают высоту отпарной секции h'' :

$$h'' = \frac{V_4}{F}. \quad (3.121)$$

3.11.4. Реакторы каталитического риформинга. В практике эксплуатируются установки каталитического риформинга со стационарным (неподвижным) и движущимся слоем катализатора. На большинстве установок каталитического риформинга со стационарным слоем процесс проводится в трех реакторах с промежуточным подогревом сырья в трубчатых печах. Иногда в схему включается четвертый реактор, назначение которого – гидрирование олефинов. Определение размеров реакторов ведется следующим образом.

1. Находят объем катализатора в реакторе V_1 , м³:

$$V_1 = \frac{V_C}{\omega}, \quad (3.122)$$

где V_C – объёмный расход сырья при 20 °С, м³/ч;

ω – объёмная скорость подачи сырья, ч⁻¹.

Значение ω задается на основе экспериментальных исследований, и зависит от свойств сырья и катализатора (на отечественных установках составляет 1,2–2,0 ч⁻¹).

2. Рассчитав объемный расход смеси сырья и циркулирующего водородсодержащего газа в реальных условиях реактора V_2 (м³/с), находят площадь поперечного сечения реактора F , м²:

$$F = \frac{V_2}{v}, \quad (3.123)$$

где v – линейная скорость движения смеси сырья и циркулирующего газа (0,3–0,5 м/с).

3. Определяют диаметр реактора по формуле (3.104).

4. Рассчитывают общую высоту катализатора, находящегося во всех реакторах H , м:

$$H = \frac{V_1}{F}. \quad (3.124)$$

5. Исходя из полученных экспериментально сведений о соотношении загрузки катализатора по реакторам, определяют высоту слоя катализатора в каждом из реакторов.

6. Зная высоту слоя катализатора в том из реакторов, в который загружено наибольшее количество катализатора h_1 , находят высоту цилиндрической части этого реактора:

$$h_2 = 1,5h_1. \quad (3.125)$$

7. Определяют общую высоту реактора, имеющего наибольшую загрузку катализатора h_3 с учетом высоты двух полушаровых днищ:

$$h_3 = h_2 + D. \quad (3.126)$$

Высота остальных двух реакторов принимается равной h_3 .

3.11.5. Реакторы гидроочистки и гидрокрекинга. Расчет реакторов установок гидроочистки и гидрокрекинга со стационарным слоем катализатора проводится по той же методике, что и для каталитического риформинга. Для расчета реакторов установок гидрокрекинга в псевдоожиженном слое используют методику, применяемую при расчете реакторов каталитического крекинга.

3.11.6. Реакторы полимеризации газообразных олефинов. Процесс полимеризации пропилена и бутиленов применяется для получения высокооктанового бензина и нефтехимического сырья. Полимеризацию проводят в реакторах трубчатого или камерного типа в присутствии различных катализаторов кислотного типа, наибольшее распространение среди которых получила фосфорная кислота на носителе (кварце, кизельгуре и т. п.).

В реакторах трубчатого типа катализатор располагается в трубах диаметром 50–150 мм, между которыми для отвода теплоты реакции циркулирует кипящая вода. Последовательность расчета приведена ниже.

1. Задаются объемом катализатора, находящегося в реакторе.
2. Рассчитывают общее число N трубок во всех реакторах:

$$N = \frac{V_{\kappa}}{0,785d^2l}, \quad (3.127)$$

где d – диаметр одной трубки, м;

l – длина трубки, м.

Размерами трубок задаются.

3. Находят число параллельно работающих реакторов (в каждом реакторе должно быть около 200 трубок).

4. Определяют по формуле

$$n = \sqrt{\frac{(4N_1 - 1)}{3}} \quad (3.128)$$

число трубок, расположенных по диаметру реактора, находят диаметр реактора D , м:

$$D = (n + l), \quad (3.129)$$

где N_1 – число трубок в одном реакторе.

При этом расстояние между центрами трубок B равно 150–170 мм.

5. Устанавливают, достаточна ли площадь поверхности теплообмена реакционных трубок для отвода теплоты реакции.

3.11.7. Емкостные химические реакторы. Методика расчёта таких реакторов включает:

- термодинамический расчёт процесса, протекающего в реакторе, при котором определяют оптимальные параметры режима: температуру, давление, степень превращения веществ;
- материальный баланс;
- кинетический расчёт для определения объёма реакционного пространства, который проводят графоаналитическим или аналитическим способом: сначала определяют продолжительность протекания реакции, а затем полезный объём реактора;
- тепловой расчёт, в котором определяют количество теплоты, необходимое для подвода или отвода из реактора, и расход теплоносителя;
- расчет поверхности теплообмена и размеров рубашки, змеевика или трубчатки;
- технологический расчёт мешалки, определение ее мощности.

Расчёт реакторов периодического действия типа реакционной камеры сводится к определению числа аппаратов при заданном их объёме, обеспечивающих заданную суточную производительность.

Технологический расчёт реактора. Для расчёта числа реакционных аппаратов и их вместимостей необходимо знать объём веществ, перерабатываемых в сутки на данной стадии процесса, время проведения процесса и принципы его организации.

А. Периодический процесс

1. Число операций β , которое может быть проведено в сутки в одном аппарате:

$$\beta = 24 / \tau, \quad (3.130)$$

где τ – время проведения процесса, ч.

2. Число операций α , которое должно быть проведено в течение суток для обеспечения заданной производительности:

$$\alpha = \frac{V_{\text{сут}}}{V_p} = \frac{V_{\text{сут}}}{V_a \times \varphi}, \quad (3.131)$$

где $V_{\text{сут}}$ – объём веществ, перерабатываемых в сутки;

V_p – рабочий объём аппарата;

V_a – полный объём аппарата;

$\varphi = V_p / V_a$ – степень заполнения аппарата.

3. Необходимое число рабочих аппаратов:

$$m_p = \frac{\alpha}{\beta} = \frac{\alpha \tau}{24} = \frac{V_{\text{сут}} \tau}{V_a \varphi}. \quad (3.132)$$

4. Число устанавливаемых аппаратов с учётом резерва мощности:

$$m = m_p (1 + 0,01 \delta),$$

где δ – резерв мощности аппаратуры (для обычных условий принимается равным 10–15 %, в особых случаях и при серьёзных обоснованиях он может быть значительно увеличен).

В расчётах исходят из объёма одного аппарата V_a и определяют общее число аппаратов или же задаются числом аппаратов и определяют объём одного аппарата по формуле

$$V_a = \frac{V_{\text{сут}} \tau (1 + 0,01 \delta)}{24 m \varphi}. \quad (3.133)$$

В табл. 3.5 приведены значения коэффициента заполнения химических аппаратов в зависимости от их назначения.

Степень заполнения аппарата φ

№ п/п	Характер процесса, протекающего в аппарате	Значение φ
1	Физический или химический процесс без пенообразования	0,75–0,8
2	Физический или химический процесс с пенообразованием	0,4–0,6
3	Отмеривание жидкостей (мерники)	0,8–0,85
4	Хранение жидкостей	0,8–0,9

Выбирая число устанавливаемых аппаратов, учитывают, что применение большого количества малопроизводительных устройств приводит к повышению числа операций загрузки и выгрузки, числа точек контроля и объектов наблюдения, к увеличению фронта обслуживания аппаратов, площади и объёма производственного сооружения. Целесообразно устанавливать меньшее число высокопроизводительных аппаратов. При этом значительно сокращаются капитальные затраты и уменьшаются эксплуатационные расходы.

Число реакторов периодического действия в одной установке, исходя из возможности их обслуживания одним аппаратчиком, рассчитывают следующим образом:

$$m \leq \tau / \tau_b = 1/(1 - \eta_\tau). \quad (3.134)$$

Временной коэффициент полезного действия реактора η_τ определяют по формуле

$$\eta_\tau = \tau_p / \tau = \tau_p / (\tau_p + \tau_b) = 0,7-0,8. \quad (3.135)$$

Вспомогательное время работы реактора τ_b складывается из длительности операций подготовки реактора, его заполнения, разогрева реактора и реакционной массы, охлаждения и освобождения.

Все временные показатели процесса берут из технологического регламента или рассчитывают по методике [9].

Время подготовки реактора к новому циклу τ_1 задаётся регламентом и лежит в пределах 10–60 минут. Длительность заполнения реактора жидкостью можно рассчитать по формуле

$$\tau_2 = V_{\text{ж}} / V_{\text{нс}}, \quad (3.136)$$

где $V_{\text{ж}}$ – объём жидкости в реакторе, м^3 ;

$V_{\text{нс}}$ – производительность насоса, подающего жидкость в реактор, $\text{м}^3/\text{с}$.

Длительность опорожнения реактора τ_5 зависит от способа выгрузки из него реакционной массы и ориентировочно может быть рассчитана по следующим формулам:

– при освобождении реактора через трубу передавливания время выгрузки составит, с:

$$\tau_5 = 900 V_{\text{ж}}/D^2. \quad (3.137)$$

– при опорожнении реактора через сливной штуцер:

$$\tau_5 = 1,1 \times 10^3 V_{\text{ж}}/(H_{\text{ж}}^{0,5} \cdot D^2), \quad (3.138)$$

где $H_{\text{ж}}$ – начальная высота уровня жидкости в реакторе, м.

Продолжительность разогрева реактора при известной площади поверхности рубашки (змеевика) F может быть рассчитана по формуле

$$\tau_{3,4} = Q_{3,4} [F \cdot K_{3,4}(t_{\text{ср}})_{3,4}]. \quad (3.139)$$

Б. Непрерывный процесс

1. Заданы: объём реагентов V_c и продолжительность пребывания материала в аппарате τ_c .

Реакционный объём всей аппаратуры:

$$V_p = V_c \cdot \tau_c. \quad (3.140)$$

Необходимое число аппаратов:

$$m_p = V_c \cdot \tau_c / (V_a \cdot \varphi). \quad (3.141)$$

Таким образом:

$$m = m_p \cdot (1 + 0,01\delta) = V_c \cdot \tau_c (1 + 0,01\delta) / (V_a \cdot \varphi), \quad (3.142)$$

откуда

$$V_a = V_c \cdot \tau_c \cdot (1 + 0,01\delta) / (m \cdot \varphi).$$

2. Заданы те же величины, что и в предыдущем случае, и скорость движения веществ в аппарате ω .

По объёму перерабатываемых веществ V_c определяется площадь поперечного сечения аппарата:

$$f = V_c / \omega, \quad (3.143)$$

а по продолжительности пребывания материала в аппарате – высота или длина аппарата:

$$L = \omega \cdot \tau. \quad (3.144)$$

Если найденная площадь поперечного сечения аппарата окажется слишком большой, то устанавливается m аппаратов, соединённых параллельно. При этом каждый аппарат имеет площадь поперечного сечения f/m .

Если же слишком большой окажется длина, то устанавливается m аппаратов, соединённых последовательно. При этом каждый аппарат имеет площадь поперечного сечения f и длину L/m .

Площадь поверхности теплообмена F реактора определяется из основного уравнения теплопередачи:

$$Q = K \cdot F \cdot \tau \cdot t_{\text{ср.}} \quad (3.145)$$

где Q – количество подводимой к системе теплоты с реагентами или отводимой охлаждающими агентами.

У емкостных аппаратов с рубашками площадь теплообменной поверхности

$$F_{\text{руб}} = \pi \cdot D \cdot H_{\text{руб}} + F_{\text{дн.}} \quad (3.146)$$

Если в процессе расчёта необходимая площадь поверхности теплообмена F больше площади поверхности рубашки, то внутри реактора устанавливается змеевик с площадью поверхности:

$$F_{\text{зм}} = F - F_{\text{руб.}} \quad (3.147)$$

Технологический расчёт мешалки. Перемешивание применяется для приготовления эмульсий, суспензий, смесей, гомогенизации растворов, а также интенсификации тепло- и массообменных процессов, химических и биологических реакций.

Основные характеристики любого процесса перемешивания – расход энергии и интенсивность перемешивания.

Наиболее распространённым способом перемешивания в жидких средах является механическое перемешивание при помощи лопастных, якорных, рамных, турбинных или пропеллерных мешалок. Основные конструктивные параметры и условия работы всех указанных мешалок приведены в табл. 3.6.

Мощность привода мешалки рассчитывают по формуле

$$N_{\text{м}} = (K_{\text{п}} \cdot K_{\text{н}} \sum K_i N + N_{\text{уп}}) / \eta, \quad (3.148)$$

где $K_{\text{п}}$ – коэффициент (для аппаратов с перегородками $K_{\text{п}} = 1$; для аппаратов без перегородок $K_{\text{п}} = 1,25$);

$K_{\text{н}} = (H_{\text{ж}}/D)^{0,5}$ – коэффициент высоты уровня жидкости в аппарате;

K_i – коэффициент, учитывающий наличие в сосуде внутренних устройств ($K_i = 1,1$ – $1,2$ при наличии гильзы, термопары, трубы передавливания или уровня; $K_i = 2$ при змеевике, размещённом вдоль стенки сосуда);

$N_{\text{уп}}$ – мощность, затрачиваемая на преодоление трения в уплотнениях вала мешалки (рассчитывают по справочнику);

N – мощность, затрачиваемая непосредственно на перемешивание жидкости (рассчитывают по справочнику);

η – к.п.д. привода мешалки ($\eta = 0,85$ – $0,9$).

Мощность, затрачиваемая на перемешивание в типовых химических реакторах, определяется как

$$N = K_N \rho n^3 d_m^5 \quad (3.149)$$

где K_N – критерий мощности (определяется по графикам);

ρ – плотность перемешиваемой среды;

n – частота вращения мешалки, с^{-1} ;

d_m – диаметр мешалки.

Диаметр мешалки (окружности, описываемой кромками лопастей мешалки) d_m предварительно определяют по соотношению D/d_m , указанному в [9], а окончательно выбирается по табл. 3.6.

Таблица 3.6

Диаметры стандартизированных мешалок

Тип мешалки	Диаметр мешалки d_m , мм
Лопастная, трёхлопастная, турбинная	80; 100; 125; 160; 200; 220; 250; 280; 320; 360; 400; 450; 500; 560; 630; 710; 800; 900; 1000; 1120; 1250; 1400; 1600; 1800; 2000; 2240; 2500
Якорная; рамная	200; 220; 250; 280; 300; 320; 360; 400; 450; 500; 530; 580; 600; 630; 710; 750; 800; 850; 900; 950; 1000; 1060; 1120; 1180; 1250; 1320; 1400; 1500; 1600; 1700; 1800; 1900; 2000; 2120; 2240; 2360; 2500; 2800; 3000; 3150; 3550; 3750; 4000; 4250; 4500; 4750

Окончательно частота вращения n устанавливается при выборе привода перемешивающего устройства. Для быстроходной мешалки при непосредственном соединении её с валом электродвигателя n выбирается из ряда: 12; 16; 24; 47 с^{-1} . Для тихоходных мешалок ($n < 4,2 \text{ с}^{-1}$) частота вращения выбирается из ряда: 0,21; 0,27; 0,33; 0,42; 0,53; 0,67; 0,83; 1,05; 1,33; 1,67; 2,08; 2,67; 3,33; 4,17 с^{-1} .

Величина критерия мощности K_N зависит от центробежного критерия Рейнольдса:

$$Re_{цб} = \rho \cdot n \cdot d_m^2 \cdot \mu, \quad (3.150)$$

где μ – динамический коэффициент вязкости перемешиваемой среды (справочно).

Мощность $N_{уп}$ зависит от способа уплотнения вала перемешивающего устройства. Манжетные уплотнения применяют для герметизации аппаратов с неагрессивной, нетоксичной, невзрывоопасной средой, не содержащей абразивных и полимеризующихся частиц, при избыточном давлении до 0,6 МПа и температуре до 120 °С. Частота вращения вала до 50 с^{-1} .

Мощность, теряемую на трение в манжетном уплотнении, ориентировочно можно определить по формуле

$$N_{уп} = 0,95 p f_{тр} d_v^2 n, \quad (3.151)$$

где p – избыточное давление в аппарате;

$f_{тр} = 0,08–0,12$ – коэффициент трения;

d_v – диаметр вала мешалки.

Сальниковое уплотнение применяют для герметизации аппаратов с агрессивными средами при давлении до 0,6 МПа и температуре до 200 °С. Окружная скорость вала диаметром от 20 до 160 мм обычно не превышает 3м/с.

Мощность, затрачиваемая на трение в сальниковом уплотнении с мягкой набивкой, рассчитывается по формуле

$$N_{yp} = 1,48 f_{тр} \cdot n \cdot d_v^2 \cdot p l_n, \quad (3.152)$$

где $l_n = 90\text{--}130$ мм – высота набивки.

Высоту набивки можно рассчитать по формуле

$$l_n = (4\text{--}10) \delta_n, \quad (3.153)$$

где δ_n – толщина мягкой сальниковой набивки:

$$\delta_n = (4\text{--}5) 10^{-2} d_v^{0,5}. \quad (3.154)$$

Перейдём к расчёту диаметра вала мешалки. Для определения минимального диаметра вала находим расчётный крутящий момент $M_{кр}$:

$$M_{кр} = N/\omega, \quad (3.155)$$

где $N = K_n \cdot K_n \sum K_i \cdot N$;

ω – угловая частота вращения перемешивающего устройства, c^{-1} .

Диаметр мешалки

$$d_v = \sqrt[3]{M_{кр}/\tau_{доп}}, \quad (3.156)$$

где $\tau_{доп}$ – допускаемое напряжение на кручение для материала вала, Па.

В зависимости от типа привода, схемы нагрузки, конструкции опор и эксплуатационных особенностей аппарата диаметр вала уточняется.

Тема 4

ПОДСИСТЕМА РАЗДЕЛЕНИЯ

4.1. Общие сведения

подавляющее большинство технологических процессов нефтехимии и нефтепереработки, кроме подсистемы химического превращения сырья, включают подсистему разделения реакционной массы, назначение которой – выделение целевого продукта (продуктов).

Ряд технологических схем содержит также подсистемы разделения, имеющие другое назначение, а именно: осуществление предварительной подготовки (очистки) сырья перед подачей его в реактор. Её необходимость связана прежде всего с увеличением срока службы катализатора, а также с удалением балластных компонентов. На этапе их выделения чаще всего используют ректификацию, хемосорбцию, адсорбцию, гетероазеотропную сушку и др.

Все перечисленные способы разделения химических композиций основаны на процессах массообмена.

В зависимости от числа и состояния фаз для разделения используют различные методы и соответственно различную аппаратуру. Чаще всего применяют не один метод, а сочетание нескольких методов разделения, осуществляемых в комплексе аппаратов. Это связано с тем, что разделению подвергают, как правило, сложные смеси, содержащие различное число компонентов, включая частично растворимые, а также смеси, содержащие во многих случаях термически нестойкие и химически активные вещества. Кроме того, в реакционных смесях часто присутствуют азеотропные системы, образованные различным числом компонентов.

При разработке технологии безотходных, или «чистых», производств возникает сложная задача очистки сточных вод и газовых выбросов. При этом также применяются различные методы разделения. Если в подсистемах подготовки сырья, как правило, задача решается сравнительно просто с использованием одного или двух методов разделения, то выделение целевых продуктов определенной степени чистоты в подсистемах разделения реакционной смеси сопряжено с большими трудностями.

Эта подсистема наиболее сложная в системе производства товарной продукции и включает большое число аппаратов, в которых могут последовательно осуществляться различные способы разделения реакционной массы. Поэтому большая часть энергетических затрат (часто $>70\%$) при производстве продуктов основного органического и нефтехимического синтеза приходится на эту подсистему.

Величина энергозатрат при разделении реакционной массы зависят от технологической схемы, выбор которой определяется физико-химическими и химическими свойствами как смеси в целом, так и отдельных ее компонентов.

На определенных стадиях разделения смеси любой сложности выделяют-ся фракции, содержащие различное число компонентов, которые также подвер-гаются разделению. В связи с этим возникает необходимость в исследовании физико-химических свойств всех смесей, составляющих первоначальную слож-ную смесь. Число различных r -компонентных составляющих z (где $r = 2, 3, 4, \dots$) в n -компонентной смеси можно определить по уравнению:

$$Z = \frac{n!}{r!(n-r)!} \cdot \quad (4.1)$$

В производствах основного органического и нефтехимического синтеза в реакционных узлах получают, как правило, многокомпонентные смеси, со-держающие органические соединения различных классов, отличающиеся по та-ким свойствам, как температура кипения, упругость паров, взаимная раствори-мость и др. Многие вещества (мономеры, полупродукты) являются химически активными и термически нестойкими. Как известно, соединения, принадлежа-щие к разным гомологическим рядам, склонны к образованию азеотропов раз-ного типа, содержащих различное число компонентов (гомогенные азеотропы, гетероазеотропы, седловинные азеотропы, тангенциальные азеотропы и др.).

Большая энергоемкость процессов разделения определяет необходимость создания оптимальных условий разделения реакционной смеси с выделением целевых продуктов (или фракций, имеющих товарную ценность). Оптимизация условий ведения процесса разделения достигается исследованием химических и физико-химических свойств отдельных компонентов, различных составляющих смесей (бинарных, тройных и других), а также разделяемой смеси в целом. Именно на этом этапе удастся выявить ряд технологических ограничений для процессов разделения. При этом наиболее существенными являются термоди-намические ограничения. С учетом выявленных ограничений и выбираются ме-тоды разделения, позволяющие их преодолеть. Из всех отобранных таким обра-зом вариантов технологических схем на основе критерия оптимальности выби-рается наилучший.

Учитывая необходимость создания безотходных или малоотходных про-изводств, в каждом конкретном случае важно создать технологическую схему разделения смесей, позволяющую выделить все чистые компоненты (продукты или полупродукты) и фракции, которые имеют товарную ценность.

Разрабатывая технологию разделения смесей, учитывают многотоннаж-ность производств, номенклатуру продукции и необходимость достижения со-ответствия чистоты выделяемых продуктов требованиям стандартов.

Поэтому при разработке технологии разделения необходимо решить следующие основные технологические задачи:

- определить последовательность выделения компонентов или фракций из разделяемой смеси;
- выбрать разделительные комплексы функционально направленного действия для разделения смесей с усложненной структурой диаграмм фазового равновесия (азеотропных и гетероазеотропных смесей, смесей, содержащих неконденсируемые или нелетучие компоненты, смесей, содержащих химически активные компоненты, и т. д.);
- осуществить синтез вариантов технологической схемы разделения, т. е. определенной совокупности операторов разделения, связанных материальными и тепловыми потоками;
- выбрать оптимальную технологическую схему;
- выбрать конструкции разделительных аппаратов, входящих в технологическую схему;
- уточнить параметры и показатели работы каждого аппарата и технологической схемы в целом.

Все методы разделения основываются на определенных термодинамических свойствах компонентов и их смесей. Важную роль в данном случае играют законы фазового равновесия. Так, например, ректификация базируется на законах фазового равновесия дисперсной системы жидкость–пар, экстракция – жидкость–жидкость, адсорбция – газ–твердое тело или жидкость–твердое тело, абсорбция – газ–жидкость и т. д. Кроме того, в расчетах аппаратов широко используют ряд показателей компонентов и их смесей, таких как вязкость, плотность, поверхностное натяжение, теплопроводность, теплоемкость и др. Все эти свойства, за небольшим исключением, зависят от состава многокомпонентной смеси нелинейно и определяются в основном экспериментально. В ряде случаев возможно применение и расчетных методов.

4.2. Фазовое равновесие

Для расчета массообменных процессов, протекающих в системах жидкость–пар, жидкость–жидкость, жидкость–жидкость–пар, жидкость–твердое тело, жидкость–газ, необходимо знать составы равновесных фаз при определенных температурах и давлениях. Наиболее надежно эти данные могут быть получены экспериментальным путем с применением лабораторной техники. Данные по фазовому равновесию жидкость – жидкость, полученные при 20 °С, необходимы главным образом для предварительных оценок эффективности метода экстракции по сравнению с другими методами разделения, а также для расчета экстракционных установок, флорентийских сосудов, используемых при гетероа-

зеотропной ректификации. Данные же, полученные при температурах кипения и атмосферном давлении (реже при другом давлении), необходимы для расчета установок ректификации гетероazeотропных и расслаивающихся смесей.

Фазовое равновесие системы жидкость–пар для гомогенных (по жидкости) смесей чаще всего исследуется в изобарных условиях ($P=const$).

Известными статическими методами расчёта можно изучить фазовое равновесие только в системах, содержащих не более четырех компонентов. Более того, экспериментально можно получить только дискретные данные, тогда как для расчетов соответствующих процессов необходимо аналитическое выражение, связывающее составы равновесных фаз. В связи с этим возникает задача получения аналитической зависимости одного состава фазы от другого в многокомпонентных системах. Такого рода зависимости рассчитываются на компьютере с целью выяснения всех физико-химических ограничений на процесс разделения и для проведения автоматизированного проектирования технологических установок.

Математические модели, отражающие взаимосвязь составов равновесных фаз, могут быть получены на основе физических представлений, удовлетворяющих термодинамике равновесий в гетерогенных системах.

4.3. Общие подходы к синтезу технологических схем разделения

Любую технологическую схему разделения можно представить как систему операторов (ректификации, экстракции, абсорбции и др.), определенным образом связанных между собой.

Задача синтеза оптимальной технологической схемы разделения в самом общем виде заключается в следующем.

При известном составе и состоянии сырья, получаемого в результате химических реакций (т. е. в реакционной подсистеме), и заданных товарных продуктах необходимого качества требуется выбрать возможные методы на каждом этапе разделения. Кроме того, необходимо оптимально определить: систему разделительных операторов, схему потоковых взаимосвязей между операторами и параметры работы каждого оператора с учетом всей схемы разделения.

В качестве критерия оптимальности, как правило, выбираются минимальные суммарные приведенные затраты на разделение для всей схемы в целом. Точный расчет приведенных затрат весьма трудоемок и требует расчета всего оборудования, входящего в технологическую схему. Поэтому для предварительных оценок часто используют другие критерии, например только энергозатраты, так как они составляют большую часть от всех затрат (до 80 %).

Расчет энергетических затрат на процесс разделения, например ректификации, сравнительно прост, для него требуются только данные, полученные при статическом расчете ректификации. Для каждой колонны эти затраты (пренебрегая затратами электроэнергии на перекачку жидкостей) рассчитываются как

$$\mathcal{E} = C_{в.п.}(Q_{под} + Q_{куб}) + C_{х.а.}(q_{конд} + \sum q_{i\text{ холод}}), \quad (4.2)$$

где $C_{в.п.}$, $C_{х.а.}$ – стоимость водяного пара и хладагента соответственно, руб.;

$Q_{под}$, $Q_{куб}$ – расход греющего пара в подогревателе исходной смеси и кипяtilьнике колонны, т или кДж;

$q_{конд}$, $q_{i\text{ холод}}$ – расход хладагента в конденсаторе и холодильниках продуктов, т или кДж.

Если принять, что капитальные затраты K пропорциональны энергетическим, то зависимость между ними выражается формулой

$$K = a\mathcal{E}, \quad (4.3)$$

где a – коэффициент пропорциональности (величина, выбираемая по диаметру колонны, числу и типу тарелок, рабочему давлению и т.д.).

Задача создания оптимальных схем разделения продуктов основного органического и нефтехимического синтеза является сложной, что определяется, прежде всего, поливариантностью выбора структуры технологической схемы.

Если рассматривать только разделение ректификацией на чистые компоненты гомогенных азеотропных смесей, то число вариантов технологических схем может быть выражено соотношением, предложенным **С. В. Львовым**:

$$N = \frac{[2(n-1)]!}{[n!(n-1)!]}, \quad (4.4)$$

где n – число разделяемых компонентов.

Так, для разделения смеси из 7 компонентов, возможно 132 различных варианта схемы ректификации, а из 10 компонентов – 4862.

Сложность заключается в том, что ни один из вариантов не может быть отброшен без тщательного исследования, так как любой из них может оказаться оптимальным в данной области переменных, учитывая состав исходной смеси, относительные летучести компонентов, давление и т. д.

Если принять во внимание и число возможных типовых процессов разделения (S), то число вариантов технологических схем разделения значительно увеличится и может быть определено по следующей формуле:

$$N = \frac{[2(n-1)]!}{[n!(n-1)!]S^{n-1}}. \quad (4.5)$$

В отрасли основного органического и нефтехимического синтеза очень редко встречаются многокомпонентные азеотропные смеси, состоящие из химически и термически стойких компонентов. Обычно разделению подвергаются азеотропные, расслаивающиеся смеси, смеси, состоящие из химически активных и термически нестойких веществ, и т.д. Перечисленные выше свойства отдельных компонентов и смесей формируют определенные ограничения на процессы разделения.

Учет всех ограничений приводит к значительному сокращению числа вариантов технологических схем разделения. Важно только правильно выявить все ограничения и учесть их при синтезе технологической схемы.

4.4. Методы синтеза схем разделения

Для осуществления синтеза оптимальных технологических схем необходимо знать следующие сведения.

1. Физико-химические и химические свойства как чистых компонентов, так и всех смесей, составляющих данную многокомпонентную смесь. Наиболее важны температуры кипения компонентов и смесей, параметры фазового равновесия, а также химическая активность компонентов и их термическая стойкость в процессе разделения. Эти свойства позволяют выявить все термодинамические, химические и технологические ограничения, которые необходимо учитывать при синтезе технологических схем разделения.

2. Возможности различных методов разделения, области их использования, преимущества и недостатки.

3. Конструктивные особенности и возможности применения различных разделительных аппаратов, классификацию таких аппаратов с описанием их основных характеристик.

4. Структуру технологических комплексов различного функционального действия – методов разделения смесей, обладающих определенными специфическими свойствами. Эти методы позволяют преодолеть различные технологические ограничения, связанные с образованием азеотропов, и получить продукты нужного состава. Комплексы могут состоять как из однотипных, так и разнотипных методов.

5. Методы синтеза технологических схем разделения.

6. Методы оптимизации технологических схем разделения. Оптимизацию технологической схемы необходимо начинать с оптимизации структуры

диаграммы фазового равновесия разделяемой смеси, которая определяет термодинамические ограничения, связанные с образованием азеотропов и, следовательно, последовательность выделения компонентов или фракций.

Как уже отмечалось, трудности синтеза схем разделения промышленных многокомпонентных смесей обусловлены большим числом компонентов и наличием в таких смесях азеотропов различной размерности, т. е. азеотропов, содержащих различное число компонентов. Эти трудности усугубляются наличием областей расслаивания, химически активными и термически нестойкими компонентами и т. д.

В связи с этим, с одной стороны, с увеличением числа компонентов количество вариантов схем увеличивается почти экспоненциально, а, с другой стороны, с учетом всех ограничений, обусловленных образованием азеотропов и другими факторами, отсеивается или исключается из рассмотрения большая их часть. Вместе с тем использование различных способов преодоления ограничений физико-химического характера приводит к поливариантности технологических схем разделения. Следовательно, при выборе оптимального варианта технологической схемы разделения весьма актуальными являются задачи снижения размерности и разработка алгоритмов выбора схем при минимальном количестве просматриваемых решений.

Существует несколько подходов к решению этих задач, в основе которых лежат формальные методы снижения размерности. К их числу можно отнести использование различных эвристических правил, применение метода динамического программирования для целенаправленного поиска оптимального варианта на основе критерия оптимальности, использование метода ветвей и границ, позволяющего установить допустимые границы критерия оптимальности, интегрально-гипотетический, информационно-энтропийный, эволюционный и другие методы, а также их сочетание.

Методы синтеза, основанные на эвристических правилах, заключаются в том, что в результате предварительного анализа действующих схем разделения формируется набор специальных правил, определяющих стратегию синтеза технологических схем. Эти правила в целом отражают физико-химические закономерности протекающих процессов и могут быть формализованы для использования в процессе компьютерного моделирования.

Эвристические правила, предложенные различными авторами, сводятся к следующему:

- для азеотропных смесей при ректификационном методе разделения предпочтение отдается «прямой» последовательности разделения, т. е. последовательности, в которой компоненты выделяются один за другим, начиная с ком-

понента, обладающего наибольшей летучестью (имеющего наименьшую температуру кипения) в отдельных колоннах;

- компонент, содержание которого существенно превышает содержание всех остальных компонентов исходной смеси, должен отбираться первым в общей последовательности выделения компонентов или фракций компонентов;

- процесс разделения наиболее трудноразделимой пары компонентов или наиболее трудноразделимых фракций должен проводиться последним в общей последовательности разделения;

- наиболее «агрессивный» по воздействию на аппаратуру компонент должен выводиться из системы разделения в первую очередь;

- выбирается вариант схемы, в котором отношение количеств верхнего и нижнего продуктов в каждой колонне близко к единице;

- выбирается вариант схемы, в котором разделение осуществляется в порядке уменьшения различий в значениях относительных летучестей разделяемых ключевых компонентов;

- разделяющий агент необходимо выделять непосредственно после аппарата, в который он вводился.

Рассмотренные правила не охватывают все методы и случаи разделения. Они часто противоречат друг другу и отражают некоторые приближенные оценки, применимые главным образом к ректификации азеотропных смесей, состоящих из химически и термически стойких веществ.

Синтез технологических схем только на основе указанных эвристических правил не может быть осуществлен достаточно надежно. Некоторые из этих правил иногда используют при выделении отдельных фракций из полиазеотропных смесей или на определенном этапе, когда разделяются уже азеотропные смеси. Такой этап возможен после выделения уводителей в азеотропной подсистеме, после удаления азеотропов и выделения агрессивных компонентов, а также химически активных и термически нестойких веществ.

По мере накопления опыта разделения различных смесей список эвристических правил будет, безусловно, дополняться, а сами правила трансформироваться и в ряде случаев расширяться. Вместе с тем наиболее полно и точно можно осуществить синтез технологических схем разделения на основе глубокого изучения физико-химических свойств разделяемых смесей и анализа термодинамических закономерностей.

Общий алгоритм разработки технологических схем разделения представлен на рис. 4.1.



Рис. 4.1. Алгоритм разработки технологических схем разделения

4.5. Методы разделения многокомпонентных систем и принципы их выбора

В производствах основного органического и нефтехимического синтеза применяются практически все известные методы разделения многокомпонентных смесей на чистые компоненты или фракции веществ.

Это обусловлено постоянным расширением номенклатуры продуктов промышленного органического синтеза, широким диапазоном свойств синтезируемых веществ и повышением требований к их чистоте.

Так как при синтезе того или иного продукта получаются сложные многокомпонентные смеси, часто в одном производстве используют несколько мето-

дов разделения. Если получаемая смесь многофазна, то на первой стадии производят разделение фаз. Разделенные фазы подвергают дальнейшему делению на чистые компоненты или фракции, имеющие товарную ценность.

Все методы разделения распадаются на три большие группы:

- методы, основанные на различных физических свойствах разделяемых веществ;
- методы, основанные на фазовых переходах первого рода;
- методы, основанные на применении химических реакций.

К первой группе методов относятся: осаждение твердых частиц под действием инерционных сил, фильтрование твердых частиц, очистка газов от пыли промыванием, осаждение частиц в поле электростатических сил и др.

Вторая группа. Использование того или иного метода второй группы чаще всего определяется фазовым состоянием разделяемых веществ. Основные методы разделения, относящиеся к этой группе, применяемые для смесей разного фазового состояния, приведены в табл. 4.1.

Таблица 4.1

Методы разделения смесей различных веществ

№ п/п	Фазовое состояние исходной смеси	Наименование метода
1	Смеси жидких продуктов	Дистилляция, различные виды ректификации, экстракция, кристаллизация, диффузия через мембраны.
2	Газовые или парогазовые смеси	Парциальная конденсация, различные виды ректификации, абсорбция, адсорбция, диффузия через пористые и непористые мембраны.
3	Смеси твёрдых продуктов	Кристаллизация и перекристаллизация из растворов, сублимация (возгонка), зонная плавка.

К третьей группе методов относятся хемосорбция и все типы совмещенных реакционно-массообменных процессов, в которых сначала образуется новое соединение с веществами, подлежащими выделению, а потом это соединение разлагается с выделением целевого компонента.

В технологии получения крупнотоннажных органических продуктов наиболее распространены методы разделения, основанные на фазовых переходах. Особенно часто используются процессы дистилляции, ректификации, экстракции, абсорбции и парциальной конденсации. Остальные методы используются при разделении различных смесей в малотоннажных производствах.

Все методы разделения, основанные на фазовых переходах, классифицируют следующим образом.

К первому классу относят методы, с помощью которых можно непосредственно обрабатывать разделяемые смеси.

Ко второму классу относят методы, для осуществления которых вводят в исходную смесь новые вещества, которые или растворимы в смеси, подвергаемой разделению, или образуют новую фазу. Методы, связанные с добавлением в исходную систему различных веществ, приведены в табл. 4.2.

Таблица 4.2

Методы разделения, базирующиеся на фазовых переходах второго класса

№ п/п	Методы	Разновидности методов
1	С добавлением в исходную смесь новых растворимых в ней веществ	Экстрактивная ректификация, азеотропная ректификация, экстракция (введение растворителя), кристаллизация из специально приготовленного раствора.
2	Введённое вещество образует новую фазу	Абсорбция, гетерофазная ректификация, адсорбция, перегонка в токе инертного газа или перегретого пара, экстракция специально подобранным экстрагентом.

За исключением перегонки в токе инертного газа или перегретого пара, в которой добавляемое в систему вещество понижает парциальное давление отгоняемого вещества и, следовательно, понижает температуру перегонки, все остальные приведенные методы связаны со специфическими взаимодействиями добавляемого вещества с компонентами разделяемой смеси. В настоящее время сформировалась целая область знаний, связанная с подбором новых веществ, участвующих в разделении (теории подбора экстрактивных агентов, азеотропных агентов, экстрагентов, абсорбентов и адсорбентов различных растворителей в кристаллизации, экстракции и т. д.).

В основе такого подбора лежат исследования специфических взаимодействий добавляемого вещества и компонентов разделяемой смеси. Характеристиками взаимодействий такого типа являются или коэффициент распределения

компонента разделяемой смеси между фазами i и j $k_s^{ij} = \frac{x_s^i}{x_s^j}$ или коэффициент

относительного распределения разделяемых компонентов между фазами

$\alpha_{se}^{ij} = \frac{x_s^i x_e^j}{x_s^j x_e^i}$, где x – концентрации компонентов.

Задача, таким образом, сводится к подбору вещества со специфическими свойствами, которые бы увеличивали коэффициент распределения одного компонента и уменьшали другого, тем самым увеличивая коэффициент относительного распределения разделяемых веществ между фазами.

Методы разделения, основанные на фазовых переходах, можно разделить по их универсальности. На базе одних методов можно целиком построить схему разделения. Такие схемы называют *однородными*, а сами методы обладают большой степенью универсальности. К методам такого типа относятся, напри-

мер, ректификация и её разновидности. Другие методы обладают меньшей универсальностью, и их использование приводит, как правило, к *разнородной* схеме разделения, т. е. к необходимости привлечения, по крайней мере, еще одного метода. Например, абсорбция сопровождается десорбцией, адсорбция – также десорбцией, экстракция – ректификацией и т. д. Обычно к этой группе относятся методы, в результате использования которых получаются новые растворы или смеси, которые подлежат дальнейшему разделению.

Иногда методы разделения, основанные на использовании химических реакций, относят к методам, связанным с добавлением новых веществ в разделяемую смесь. Основанием для такой классификации служит тот факт, что специфические взаимодействия добавляемых веществ с компонентами разделяемой смеси могут включать межмолекулярные взаимодействия физико-химического характера, образование водородных связей, π -комплексов, а также стойких химических соединений. Для использования химических методов разделения необходимо изучить кинетику протекающей химической реакции, а также выбрать способ разложения получаемого химического соединения на последующих стадиях с выделением целевого продукта.

Из методов разделения, базирующихся на перераспределении вещества в среде, наиболее широкое распространение в основном органическом и нефте-химическом синтезе получили следующие: разделение испарением через полупроницаемую мембрану, ультрафильтрация и обратный осмос.

В процессе создания схемы разделения инженер-технолог, исходя из поставленных целей, изучает различные методы разделения, учитывая при этом возможности каждого метода. При этом необходимо принимать в расчет:

- свойства разделяемой смеси, ее агрегатное состояние, число фаз, степень идеальности;
- возможность достижения заданного разделения, требуемой чистоты выделяемых веществ и выхода по целевым продуктам и фракциям; энергоемкость того или иного метода;
- экологическую чистоту метода;
- возможность организации непрерывного процесса разделения;
- возможность выбора аппаратов необходимой единичной мощности;
- простоту в управлении процессом разделения.

Задача выбора того или иного метода разделения многовариантна. Степень удовлетворения этих решений перечисленным выше требованиям и определяет набор методов разделения для достижения поставленных целей. Обычно в практике стремятся минимизировать набор методов разделения. Основная стратегия выбора, например, для разделения жидких смесей, заключается в том, что перебор начинают с наиболее простых, весьма распространенных методов, дающих однородные схемы (дистилляция, ректификация). Затем обращаются к

специальным методам разделения (экстрактивная ректификация, экстракция, разделение с варьированием давления). И, наконец, рассматривают методы с использованием химических реакций. Эта стратегия вполне согласуется с основным принципом проектирования «экономическая целесообразность».

В связи со своей универсальностью метод ректификации находит весьма широкое применение. Уникальна возможность этого метода и в части обеспечения степени чистоты выделяемых веществ.

Практически все способы разделения в органическом синтезе включают ректификацию в различных модификациях. Собственно название способа зависит от названия метода, с помощью которого исходная смесь подготавливается для последующей ректификации. Например, абсорбционно-ректификационный способ предполагает использование метода «*абсорбция*» для выделения суммы углеводородов с десорбцией и конденсацией их с последующей ступенью разделения ректификацией. То же касается и конденсационно-ректификационного или адсорбционно-ректификационного способов.

В таком случае задача выбора способа разделения определяется особенностями соответствующего метода, который целесообразно поставить в конкретном случае в начало процесса или схемы. Следовательно, прежде чем приступать к разработке принципиальной технологической схемы на основе способа производства, необходимо собрать исчерпывающую информацию о методах, которые можно использовать для подготовки смеси к ректификации. В большинстве случаев используются разнородные схемы разделения.

4.6. Комплексы азеотропной, экстрактивной и автоэкстрактивной ректификации

Широкое распространение в практике разделения продуктов основного органического и нефтехимического синтеза получили комплексные методы, основанные на азеотропной, экстрактивной и автоэкстрактивной ректификации.

В первых двух случаях для разделения азеотропных смесей или смесей, имеющих относительную летучесть, близкую к единице, предусматривается введение новых разделяющих агентов (уводителей). Они образуют новые азеотропы с компонентами первоначальной смеси. При экстрактивной ректификации уводители меняют относительную летучесть компонентов исходной смеси. При автоэкстрактивной ректификации роль экстрактивного агента выполняет один или несколько компонентов, содержащихся в первоначальной исходной смеси, но подающихся в верхнюю часть колонны и в другом соотношении.

Под азеотропной ректификацией чаще понимают гетероазеотропную ректификацию, в которой сочетается азеотропная ректификация с расслаиванием. В

этом случае достаточно просто осуществляется регенерация азеотропного агента. При наличии гомогенных азеотропов это сделать трудно или невозможно, что обусловлено получением нового гомогенного азеотропа, из которого затем необходимо регенерировать уводитель. А это, в свою очередь, требует применения специального метода разделения азеотропа. И только тогда, когда новый азеотроп (смесь экстрагента с одним из компонентов исходной смеси) может быть далее использован без разделения, гомоазеотропная ректификация может быть целесообразной. Примером такого разделения служит обезвоживание этанола этилендиамином, который образует с водой гомогенный азеотроп с максимумом температуры кипения, и в отсутствие воды неустойчив. Поэтому с его помощью проводится обезвоживание этанола. Но это частный случай.

В целом азеотропная ректификация в большинстве случаев энергетически невыгодна, так как уводитель испаряется многократно пропорционально $(R+1)$, где R – флегмовое число.

Экстрактивная и автоэкстрактивная ректификация энергетически более выгодны, чем азеотропная, так как экстрагент практически не испаряется.

Необходимо обратить внимание на еще одно отличие азеотропной и экстрактивной ректификации. Если при азеотропной ректификации разделяющий агент может подаваться как в исходную смесь, так и в верхнюю часть колонны, то при экстрактивной и автоэкстрактивной ректификации экстрактивный агент обязательно должен подаваться выше уровня подачи исходной смеси в случае тяжелолетучего экстрагента или ниже уровня последней – в случае легколетучего экстрагента. Схемы комплекса экстрактивной и автоэкстрактивной ректификации представлены на рис. 4.2.

Необходимо отметить, что во всех учебных пособиях и монографиях экстрактивная ректификация рассматривается только по варианту (б), т. е. когда в колонну наряду с экстрактивным агентом подается флегма. При этом флегму направляют на самый верх колонны, а экстрактивный агент – несколько ниже. В этом случае колонну можно разделить на три части:

- исчерпывающую, в которой удаляется легколетучий компонент из кубового продукта (она ниже тарелки питания);
- укрепляющую, в которой повышается концентрация легколетучего компонента (между вводом исходной смеси и экстрагента);
- регенерационную, в которой дистиллят отделяется от примесей разделяющего агента (между вводом экстрагента и флегмы). Такой вариант организации процесса эффективен тогда, когда действие разделяющего агента и флегмы является однонаправленным.

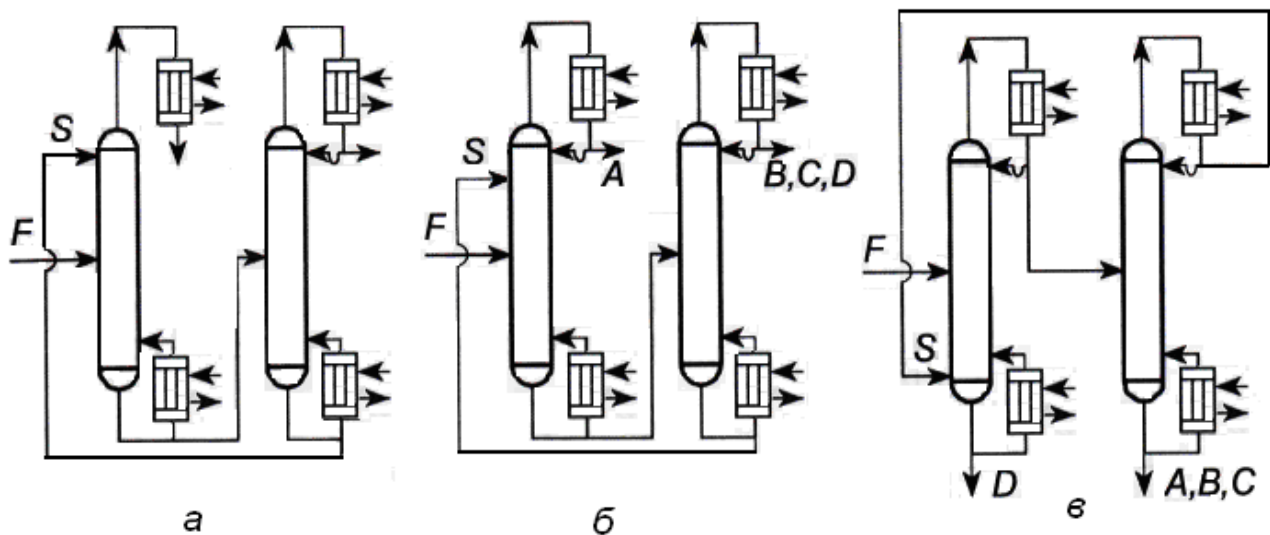


Рис. 4.2. Комплексы экстрактивной и автоэкстрактивной ректификации:
а) с тяжелолетучим экстрактивным агентом; б) с тяжелолетучим экстрактивным агентом и флегмой; в) с легколетучим агентом;

A, B, C, D — компоненты смеси; F — исходная смесь; S — экстрагент

При разделении азеотропных смесей экстрактивной ректификацией флегма оказывает отрицательное действие на основной процесс. Это обусловлено тем, что во флегме содержится один из компонентов (легколетучий) разделяемой азеотропной смеси, и его возврат в колонну приводит к снижению активности разделяющего агента из-за наличия в нем значительного количества (тем больше, чем больше флегмовое число) выделяемого компонента. Кроме того, возврат в колонну в виде флегмы выделяемого компонента ведет к образованию первоначального азеотропа, что приводит к увеличению расхода разделяющего агента.

Для того чтобы унос тяжелолетучего разделяющего агента был незначительным, его необходимо подавать в колонну в охлажденном виде. Тогда за счет парциальной конденсации тяжелокипящего компонента легкокипящий компонент будет полнее отделяться в виде дистиллята.

В связи с этим при разделении азеотропных смесей экстрактивной ректификацией более целесообразно осуществлять процесс по схеме, представленной на рис. 4.2а.

К экстрактивным агентам предъявляется ряд требований. Они должны:

- быть избирательными, т. е. изменять относительную летучесть разделяемых компонентов в нужном направлении;
- обладать достаточной емкостью, которая характеризуется максимальной концентрацией разгоняемого продукта в разделяющем агенте без

отделения слоев второй жидкой фазы или вымораживания растворителя;

- легко отделяться от продукта;
- легко регенерироваться из смесей с компонентами, уходящими с разделяющим агентом;
- быть инертными по отношению к компонентам разделяемой смеси и аппаратуре, а также термостабильными;
- быть доступными, дешевыми и нетоксичными.

В ряде случаев, особенно при разделении гомоазеотропных смесей с высокими температурами кипения, может быть применен процесс, симметричный экстрактивной ректификации. Это процесс разделения смесей с разновысокой подачей исходной смеси и разделяющего агента, причем экстрагент имеет температуру кипения ниже температуры кипения разделяемых компонентов и подается ниже исходной смеси (рис. 4.2в).

Другой разновидностью экстрактивной ректификации является солевая ректификация, когда в качестве экстрагента используется раствор соли. При этом соль изменяет относительную летучесть разделяемых компонентов.

Примером такого разделения может служить обезвоживание раствора уксусной кислоты ацетатом метоксидиэтиленгликоля (S). Технологическая схема этого комплекса представлена на рис. 4.3. Однако на таком комплексе возможно только концентрирование уксусной кислоты с 10 до 87 %.

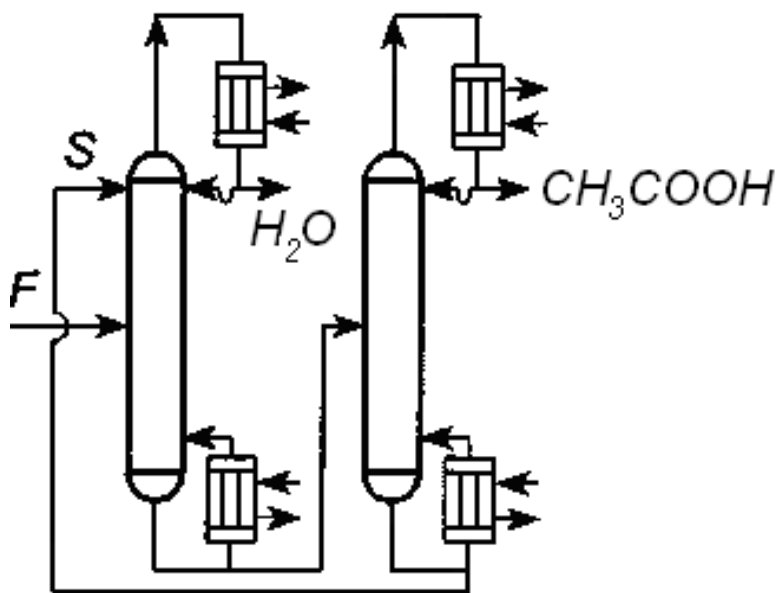


Рис. 4.3. Технологическая схема комплекса солевой ректификации

F — исходная смесь; S — экстрагент

4.7. Колонные аппараты

4.7.1. Ректификационные колонны – это сложные аппараты, состоящие из множества разнотипных узлов и деталей. Имеют несколько разновидностей.

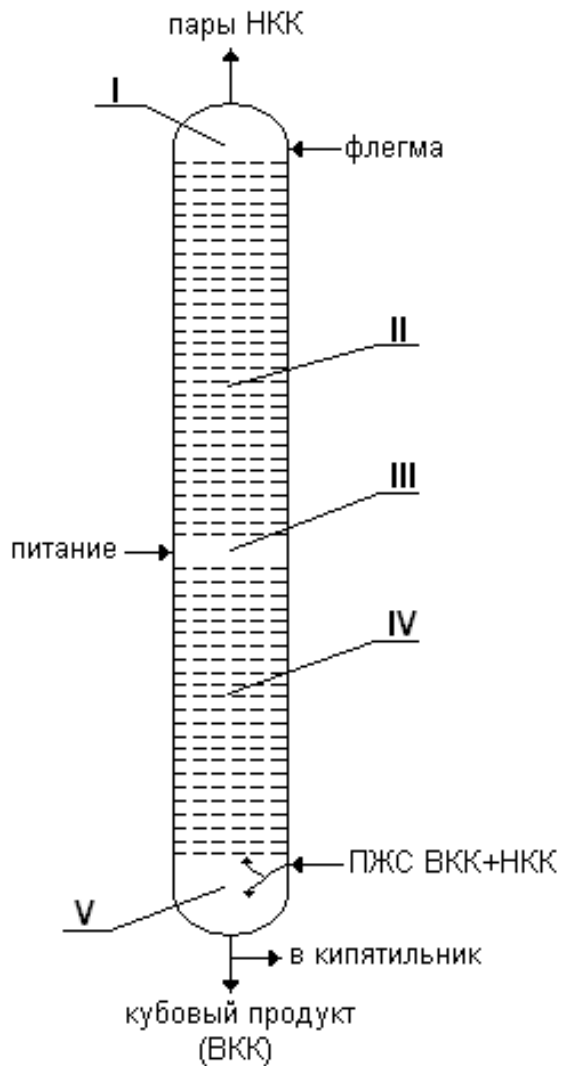


Рис. 4.4. Ректификационная колонна (полная)

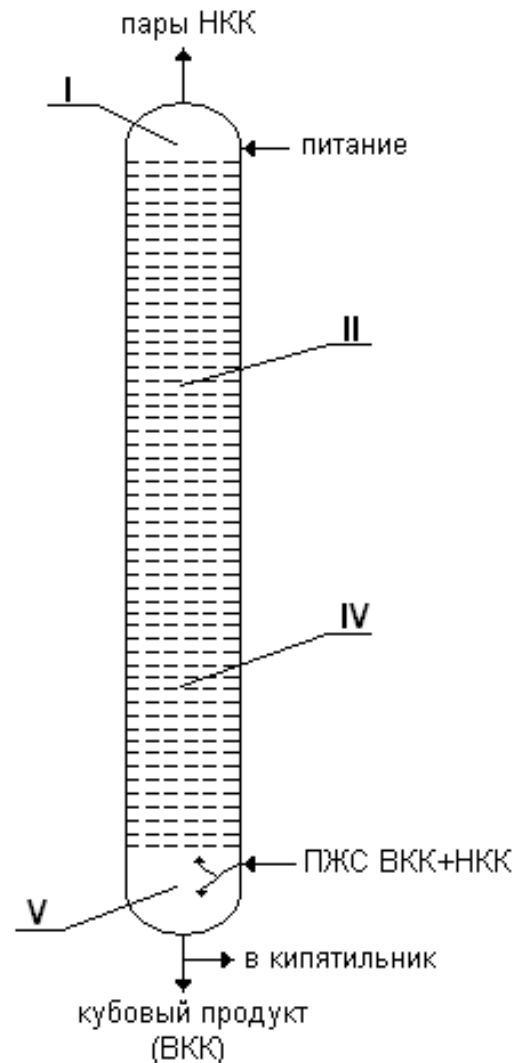


Рис. 4.5. Ректификационная колонна (отгонная)

Колонны классифицируются следующим образом:

Полная ректификационная колонна (рис. 4.4) имеет следующие части:

- I** – верх колонны – сепарационное пространство;
- II** – концентрационная часть;
- III** – питательная секция – эвапорационное пространство;
- IV** – исчерпывающая (отгонная) часть;

V – кубовая часть.

В питательную секцию (III) подают углеводородную смесь – питание колонны. Его обычно подают нагретым в виде паро-жидкостной смеси. Жидкость под действием силы тяжести стекает вниз по контактными устройствам исчерпывающей части, где отгоняется (исчерпывается) НКК, и накапливается в кубе (V). По принципу сообщающихся сосудов она попадает в кипятильник, где нагревается теплоносителем (обычно водяным паром). Нагретая кубовая жидкость за счёт снижения плотности поднимается вверх по трубкам кипятильника, где испаряются лёгкие углеводороды НКК, попавшие сюда с флегмой. Парожидкостную смесь из кипятильника подают под первую снизу тарелку. Пары поднимаются вверх, а жидкость, обогащённая ВКК, сливается вниз.

Кипятильник считается за одну теоретическую тарелку. С его помощью подводится необходимое количество тепла в колонну. Пары НКК поднимаются вверх колонны, проникая через слой жидкости на каждой тарелке. В исчерпывающей части отгоняют остатки НКК, а в концентрационной части конденсируют ВКК, за счёт чего в ней концентрируется НКК.

С верха колонны отводят пары НКК, которые конденсируются в дефлегматоре. Часть жидкости возвращается на верхнюю тарелку в виде флегмы, которая стекает вниз через концентрационную и отгонную часть до куба колонны.

Ректификационная колонна может быть неполной, в зависимости от назначения. Если требуется обеспечить высокую чистоту ВКК, применяется отгонная колонна (рис. 4.5), в которой питание подаётся на верхнюю тарелку. В этом случае пары НКК могут содержать значительное количество ВКК.

Если необходимо обеспечить высокую чистоту НКК за счёт потери части его с ВКК, применяют концентрационную колонну (рис. 4.6), в которой питание подают в нижнюю часть. Иногда питание подают в куб колонны под первую снизу тарелку. В данном случае всё требуемое тепло подводят в куб колонны с питанием, и кипятильник отсутствует. Возможны и другие варианты обвязки.

Полную ректификационную колонну называют сложной (рис. 4.7), если из неё отводят т. н. боковые погоны в жидком или парообразном состоянии.

В тех случаях, когда в сложной ректификационной колонне имеется избыток тепла, применяют циркуляционное орошение (от одного до трех).

Часто такую схему применяют при разгонке нефти, когда в куб колонны подают перегретый водяной пар в виде разбавителя для снижения парциального давления отгоняемых углеводородов с высокой температурой кипения.

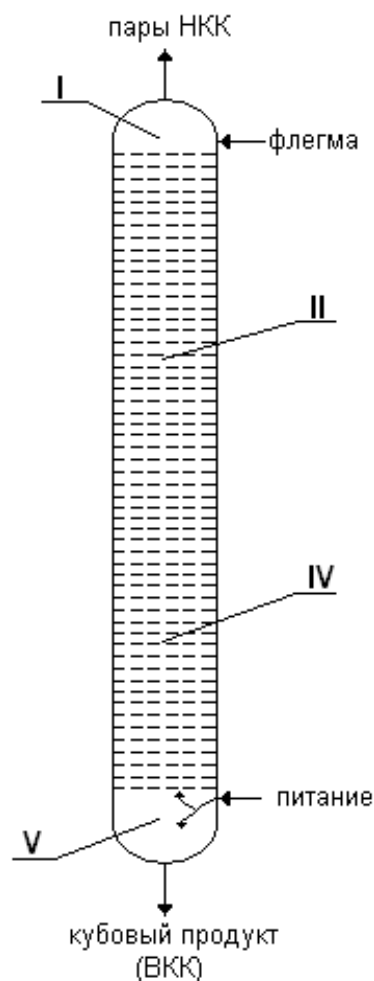


Рис. 4.6. Ректификационная колонна (концентрационная)

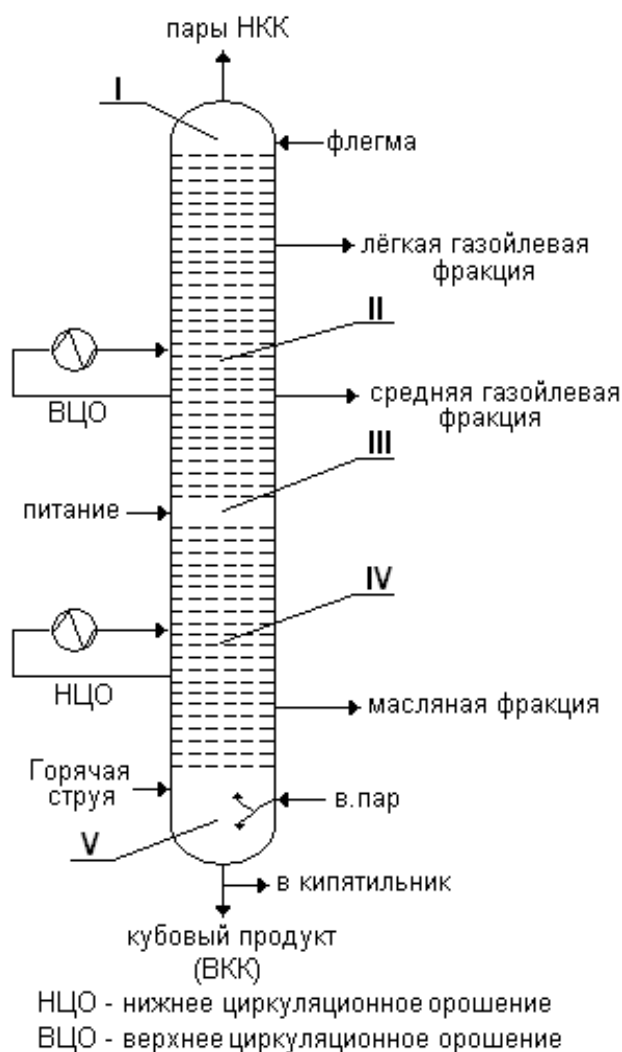


Рис. 4.7. Ректификационная колонна (сложная)

4.7.2. Способы подвода тепла в низ колонны

В низ ректификационных колонн подводится тепло с целью создания восходящего потока паров, так называемого парового орошения. В промышленности используются в основном три схемы подвода тепла.

В подогревателе с паровым пространством (рис. 4.8а) жидкость с нижней тарелки поступает в куб колонны и далее самотеком в межтрубное пространство подогревателя. Образующиеся пары возвращаются в колонну под нижнюю тарелку, а часть жидкости стекает через вертикальную перегородку подогревателя и отводится как нижний продукт колонны (остаток). При нагреве до 130–150 °С в качестве теплоносителя применяют водяной пар, при нагреве до более высоких температур – соляровый дистиллят или дизельные фракции прямой перегонки нефти. При использовании данной схемы для создания парового орошения в подогревателе с паровым пространством может быть испарена вся подводимая жидкость.

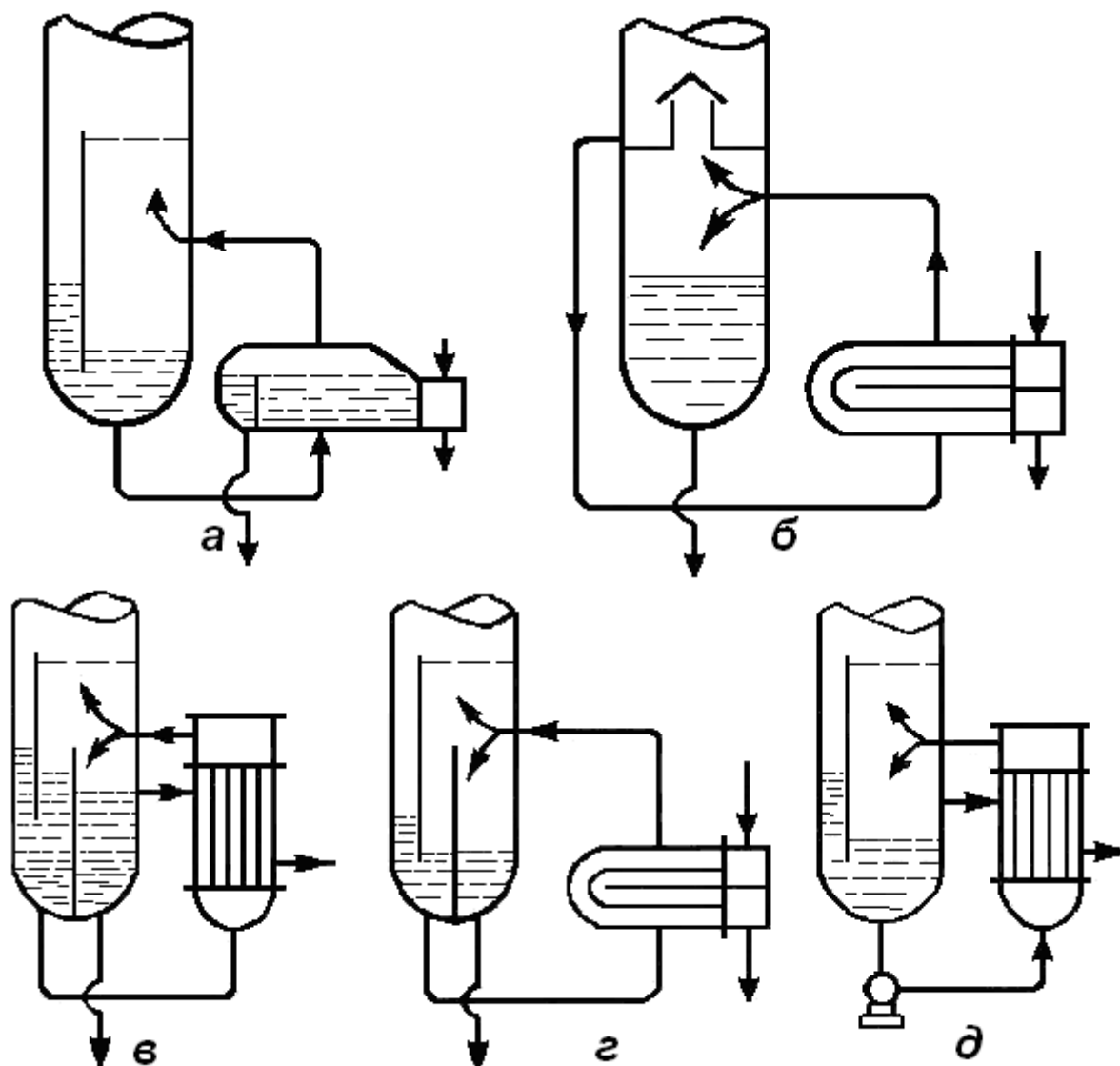


Рис. 4.8. Схемы способов подвода тепла в низ колонны:

а – подогреватель с паровым пространством; *б–д* – кожухотрубные теплообменники (*б* – с естественной циркуляцией жидкости; *в, г* – «термосифонные» вертикальные и горизонтальные соответственно; *д* – с принудительной циркуляцией жидкости)

Преимуществами данного способа подвода тепла являются возможность использования стандартной аппаратуры, позволяющей обеспечить любую поверхность теплообмена путем установки необходимого числа подогревателей, и малое гидравлическое сопротивление каждого потока. Это позволяет обойтись небольшим объемом жидкости в нижней части колонны и располагать подогреватель примерно на той же отметке, что и колонна. Подогреватели с паровым пространством очень гибки в работе, так как допускают высокую долю отгона.

Подвод тепла с помощью подогревателя с паровым пространством широко применяют в нефте- и газопереработке: в ректификационных колоннах газоразделения, стабилизаторах, в колоннах вторичной перегонки бензинов и т. д.

При использовании кожухотрубных теплообменников (рис. 4.8б–д) большое значение имеет способ их подсоединения к колонне. Применение той или иной схемы подсоединения зависит в основном от способа циркуляции жидкости. При естественной циркуляции (рис. 4.8б) жидкость с нижней тарелки самоотекот поступает в межтрубное пространство теплообменника, частично испаряется в нем и поступает в колонну под нижнюю тарелку. Теплоноситель (обычно водяной пар) проходит через трубки теплообменника. Циркуляция жидкости в системе обеспечивается разностью давлений между столбом горячей жидкости в трубопроводе, ведущем от колонны к теплообменнику, и столбом парожидкостной смеси в межтрубном пространстве теплообменника и трубопроводе, соединяющем теплообменник с колонной.

При применении данной схемы можно испарить 25 % циркулирующей жидкости. В случае образования отложений интенсивность циркуляции следует повысить.

Основное преимущество данной схемы – относительно низкие капиталовложения. Когда не хватает места для установки горизонтальных подогревателей, ставят вертикальные кожухотрубные теплообменники. Такая схема полезна, если нижний продукт колонны загрязняет поверхность теплообмена. В вертикальных теплообменниках подогреваемую жидкость пропускают через трубки, так как чистка внутренней поверхности труб теплообменника значительно проще чистки межтрубного пространства. Некоторым недостатком вертикальных теплообменников является то, что при их применении колонна должна устанавливаться несколько выше уровня, на котором ее располагают при применении горизонтальных теплообменников, а также то, что необходимо ограничиваться только однопоточными теплообменниками.

Интересна схема подвода тепла при помощи так называемого «термосифонного» вертикального или горизонтального теплообменника (рис. 4.8в, г). В этом случае только часть жидкости поступает в теплообменник. Движение жидкости обуславливается разностью давлений столба жидкости и парожидкостной смеси. По сравнению с теплообменником (рис. 4.8б) «термосифонные» теплообменники обеспечивают большую гибкость при регулировке за счет возможного изменения кратности циркуляции парожидкостной смеси и более высокого коэффициента теплопередачи.

Нормальная работа колонны без захлебывания нижних тарелок при подводе тепла с помощью кожухотрубных теплообменников зависит от правильного их расположения относительно колонны и от диаметра подводящих трубопроводов, поэтому потеря напора циркулирующей жидкости и парожидкостной смеси подвергается тщательной расчетной проверке.

Прокачка очень вязких жидкостей через горизонтальный и вертикальный теплообменники осуществляется при помощи насоса (рис. 4.8д).

Необходимым условием правильного конструктивного выполнения нижней части колонны является организация раздельного движения жидкости, стекающей с нижней тарелки отгонной части колонны, и пара, поступающего из подогревателя под эту тарелку. При однопоточных тарелках это условие обеспечивается заглублением сливной планки нижней тарелки в жидкость низа колонны; при многопоточных тарелках необходимо применять специальные конструкции сливных устройств.

Использование огневого подогревателя или горячей струи обуславливается необходимостью иметь высокую температуру, которую трудно или практически невозможно обеспечить в обычных теплообменниках и кипятильниках, или использованием на установке огневых подогревателей для подогрева сырья в последующих процессах разделения. В качестве огневого подогревателя обычно используют трубчатую печь, через которую насосом прокачивают часть жидкости из низа колонны. Однако в том случае, когда на установке нет трубчатых подогревателей, более экономично применять теплообменные аппараты, так как трубчатые печи дороже, требуют больше места для установки; кроме того, при эксплуатации печей существует опасность термического разложения продуктов вследствие возможных местных перегревов.

4.7.3. Способы отвода тепла из колонны. Жидкостное орошение, необходимое для осуществления процесса разделения в ректификационных колоннах, создается в результате отвода тепла с верха аппарата. В сложных колоннах тепло может отводиться из верхних частей отдельных секций для создания в них самостоятельного орошения.

В промышленности применяют способы отвода тепла при помощи парциального и полного конденсаторов, острого орошения и циркулирующего жидкого продукта (циркуляционного орошения) в системе холодильник–колонна. Поскольку каждому способу присущи свои преимущества и недостатки, применение их зависит от конкретных условий разделения: мощности установки, качества и состава сырья и получаемых продуктов.

Рассмотрим подробнее каждую схему орошения колонны в отдельности.

При отводе тепла *парциальным конденсатором* (рис. 4.9а) лишь часть паров, уходящих из колонны, конденсируется и возвращается на верхнюю тарелку в виде флегмы острого испаряющегося орошения; остальная часть паров является целевым продуктом (дистиллятом). Если парциальный конденсатор устанавливают на верху колонны или непосредственно в корпусе колонны, то сконденсированная жидкость стекает самотеком на верхнюю тарелку. В этом случае

парциальный конденсатор представляет собой кожухотрубный теплообменный аппарат, по трубкам которого движется охлаждающий агент, а в межтрубном пространстве – пары дистиллята. При установке парциального конденсатора на верху колонны пары дистиллята можно отбирать также и до конденсатора, уменьшив паровую нагрузку на межтрубное пространство.

Известны случаи, когда в качестве парциального конденсатора, устанавливаемого на верху колонны, применяли воздушный конденсатор. При этом общая стоимость сооружения узла отвода тепла была несколько меньше стоимости установки кожухотрубного конденсатора с водяным охлаждением.

К преимуществам отвода тепла парциальным конденсатором относят:

- значительное уменьшение поверхности конденсатора и расхода хладагента;
- снижение потерь напора парового потока в конденсаторе;
- более благоприятные по сравнению с другими схемами условия регенерации тепла.

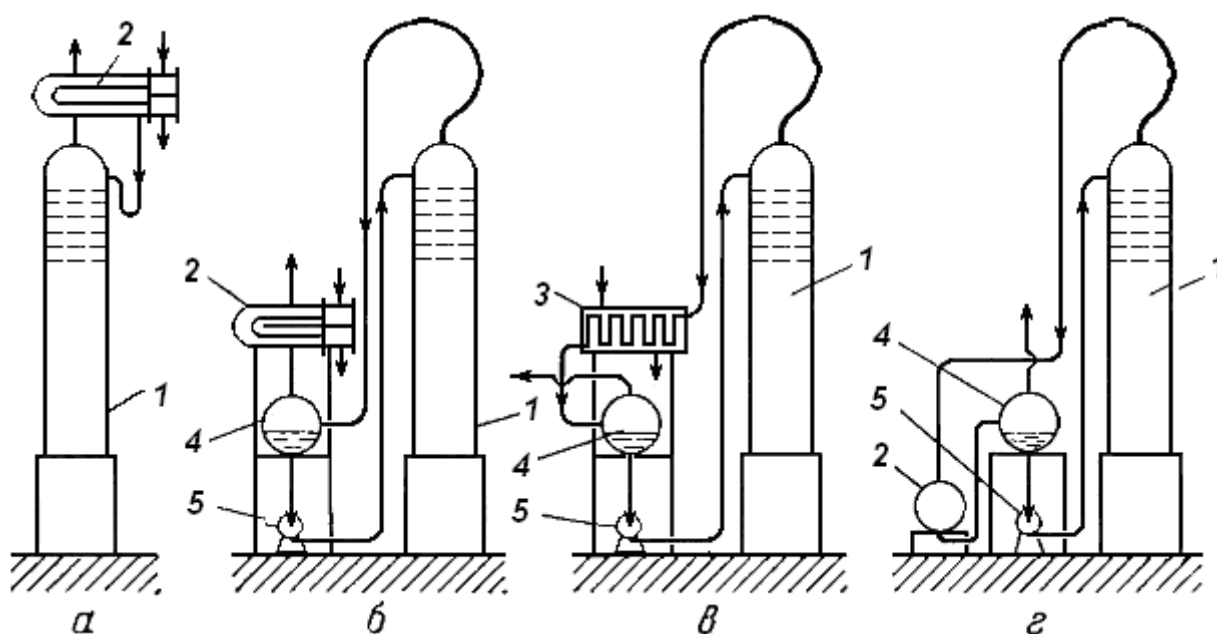


Рис. 4.9. Схемы способов отвода тепла в парциальном конденсаторе при подаче орошения в колонну: а) самотеком; б, в, г) насосом:

1 – колонна; 2 – конденсатор кожухотрубного типа; 3 – конденсатор погружного типа; 4 – емкость орошения; 5 – насос

Кроме того, парциальный конденсатор осуществляет дополнительное разделение, эквивалентное в большинстве случаев одной теоретической тарелке.

Недостатками схемы являются интенсивная коррозия такого теплообменника в агрессивных средах, усложнение конструкции колонны и повышение за-

трат, связанных с установкой конденсатора на большой высоте и сооружением специальных площадок и стремянок для доступа к нему, а также невозможность надежного регулирования величины флегмового числа (при установке конденсатора непосредственно в корпусе колонны).

Отвод тепла при помощи парциального конденсатора, установленного на верху колонны, был раньше одним из самых распространенных способов создания орошения. В настоящее время этот способ применяется лишь для колонн периодического действия или для непрерывно действующих колонн небольшой мощности, т. е. в основном в химической промышленности.

В новых схемах отвода тепла при помощи парциального конденсатора последний устанавливается ниже верхней тарелки колонны, и подачу орошения в колонну осуществляют насосом (рис. 4.9б–г).

На схеме (рис. 4.9б) конденсатор расположен выше емкости орошения, а на схеме (рис. 4.9в) его располагают как выше, так и ниже емкости орошения.

Диаметр трубопровода (рис. 4.9б), соединяющего емкость орошения с конденсатором, принимают таким, чтобы в нем не было зависания жидкости.

При использовании горизонтальных емкостей орошения достигается более компактное расположение аппаратов по высоте.

Схему (рис. 4.9в) можно применять в тех случаях, когда дистилят получают в паровой фазе и когда желательно иметь небольшой перепад давления в конденсаторе. Схему (рис. 4.9б) рекомендуют применять вместо схемы с острым орошением. Проведенными расчетами было показано, что при переходе от острого орошения к этой схеме в ряде случаев пропускная способность конденсаторов-холодильников повышалась на 34–38 %.

Заслуживает внимания еще одна схема отвода тепла при помощи парциального конденсатора (рис. 4.9г), при которой его устанавливают непосредственно на земле, т. е. ниже емкости орошения. Отсюда сконденсированная жидкость транспортируется паром в емкость орошения, откуда насосом подается на верх колонны. При такой работе особое внимание следует уделять расчету сечения трубопровода от конденсатора до емкости орошения. Данная схема орошения рекомендуется для случаев, когда гидравлическое сопротивление не является лимитирующим фактором, т. е. главным образом для колонн, разделяющих углеводородные газы.

Способы отвода тепла с помощью парциального конденсатора с успехом применяют в случаях, когда охлаждающим агентом служит имеющийся на установке сжиженный газ (например, в метановой и этановой колоннах). При этом значительно уменьшается расход хладагента.

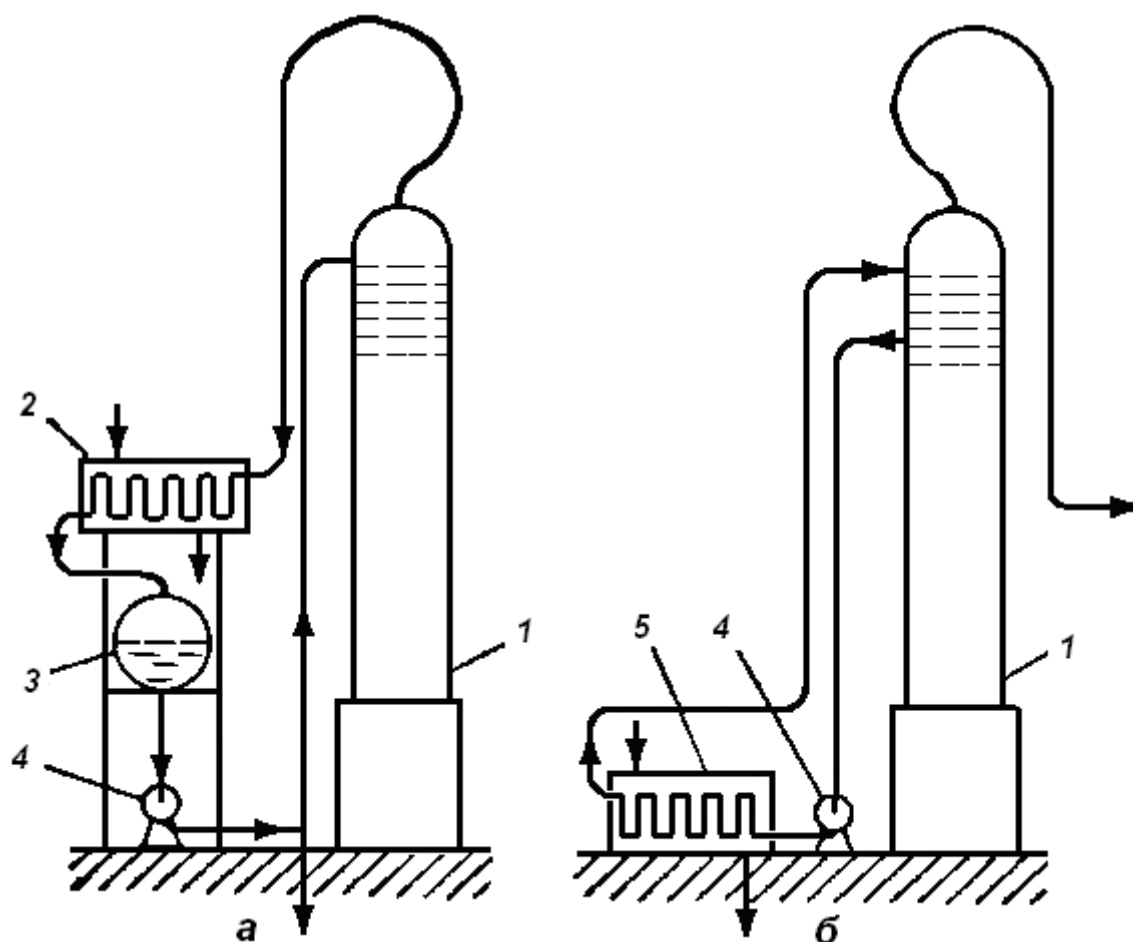


Рис. 4.10. Схемы отвода тепла холодным испаряющимся (а) и циркуляционным неиспаряющимся (б) орошениями:

1 – колонна; 2 – конденсатор погружного типа; 3 – ёмкость орошения;
4 – насос; 5 – холодильник погружного типа

При отводе тепла полным конденсатором-холодильником (рис. 4.10а) пары, уходящие из колонны, полностью конденсируются. Из конденсатора-холодильника жидкость самотеком поступает в емкость орошения, откуда часть ее насосом подается в колонну в качестве орошения, а оставшая часть используется как готовый продукт. Конденсатор-холодильник располагается на уровне, не превышающем 6 м, емкость орошения – на высоте примерно 4 м. Вследствие простоты конструктивного выполнения и отсутствия интенсивной коррозии оборудования эта схема получила широкое распространение в нефтепереработке, где, как правило, применяются колонны большой мощности.

На современных заводах конденсаторы-холодильники по возможности располагаются на нулевой отметке, т. е. ниже емкости орошения. Такая компоновка оборудования позволяет отказаться от дорогих и громоздких металлоконструкций.

При отводе тепла циркуляционным орошением (рис. 4.10б) часть жидкости забирают насосом с одной из верхних тарелок колонны, прокачивают через

холодильник и возвращают на верхнюю тарелку колонны. При контакте с циркулирующим на верхних тарелках орошением пары конденсируются и образуют внутреннее жидкостное орошение в колонне. В этой схеме холодильники устанавливают обычно на нулевой отметке. Для обеспечения нормальной работы насоса циркуляционного орошения тарелка, с которой отбирают жидкость, должна иметь относительно большой запас жидкости в сливном устройстве. Преимуществом схемы отвода тепла при помощи циркуляционного орошения является наиболее простое конструктивное решение размещения холодильного оборудования и незначительная его коррозия. Недостатком этой схемы является необходимость дополнительных энергозатрат на перекачку большого количества циркулирующей жидкости, а также применение большего числа тарелок в колонне из-за уменьшения разделяющей способности тарелок секции циркуляционного орошения.

Отвод тепла с верха колонны циркуляционным орошением применяют при переработке высококорродирующего сернистого сырья. Этот способ отвода тепла широко используется в сложных колоннах, в частности в атмосферных и вакуумных колоннах первичной перегонки нефти; с его помощью создается жидкостное орошение в отдельных секциях. При нескольких или одном циркуляционных орошениях по высоте колонны становится возможным наиболее полно регенерировать тепло для предварительного подогрева исходного сырья, выравнивать паровые и жидкостные нагрузки в разных сечениях колонны, что в свою очередь позволяет уменьшить диаметр колонны при ее проектировании.

Целесообразно предусматривать не более двух-трех циркуляционных орошений, так как последующие промежуточные циркуляционные орошения позволяют регенерировать сравнительно небольшое количество тепла, в то же время усложняют технологическую схему колонны и уменьшают флегмовые числа вышерасположенных секций колонны.

В практике нефтепереработки применяется также комбинированный способ отвода тепла с верха колонны при помощи острого и циркуляционного орошения.

В настоящее время принята следующая схема промежуточного охлаждения абсорбера. С глухой тарелки жидкость стекает самотеком в трубчатый теплообменник, охлаждается в нем и поступает на нижележащую тарелку обычного типа. Теплообменники устанавливают на металлоконструкции колонны непосредственно у глухой тарелки. Используют также насосы для прокачки абсорбента через теплообменник. В этом случае можно уменьшить расстояние между глухой и нижележащей тарелкой, а теплообменник установить на нулевой отметке. При применении подобной схемы увеличиваются затраты на перекачку абсорбента, но уменьшаются затраты на перекачку охлаждающей воды.

4.7.4. Контактные устройства колонн. Тарелки с переливами (рис. 4.11).

Конструкции внутренних устройств массообменных аппаратов обычно разрабатываются специализированными организациями каждой отрасли промышленности; при проектировании применяют нормализованные или стандартизованные контактные устройства. В связи с этим вместо подробного описания конструкций контактных устройств, предусмотренных отраслевыми нормами или общесоюзными стандартами, целесообразно остановиться только на принципиальных особенностях их технологического конструирования, следует также осветить основные направления усовершенствования конструкций контактных устройств, приводящие к повышению производительности и разделительной способности колонн.

Весьма привлекательными с технологической точки зрения являются колпачковые тарелки с капсюльными колпачками. Они могут работать с достаточно эффективным разделением в широком диапазоне нагрузки как по жидкости, так и по парам. Однако их широкому применению препятствуют достаточно высокие перепад давления и металлоёмкость.

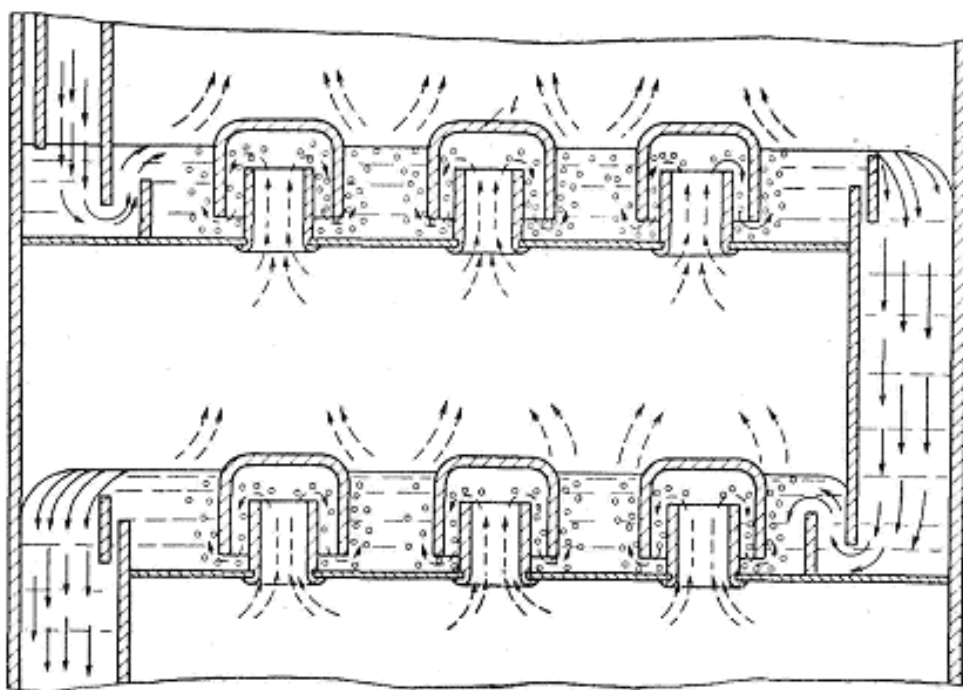


Рис. 4.11. Схема потоков в барботажной тарелке

На рис. 4.12–4.14 показаны конструкции колпачков различного типа.

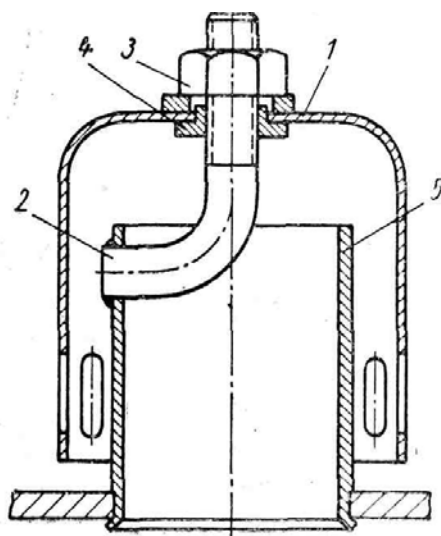


Рис. 4.12. Съёмный стальной капсульный колпачок

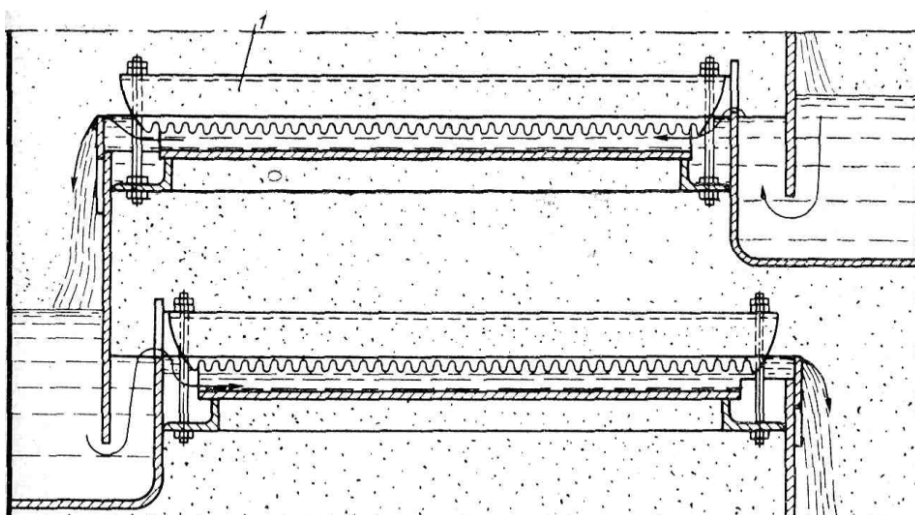


Рис. 4.13. Тарелка с туннельными колпачками

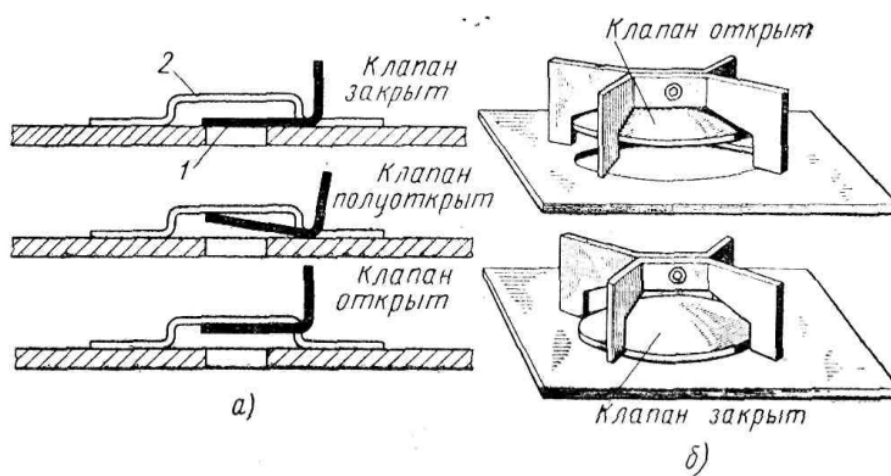


Рис. 4.14. Клапанные колпачки:
а) прямоугольный; б) круглый;
1 – клапан; 2 – удерживающая скоба

Некоторые особенности устройства клапанных и ситчатых тарелок, представляющих наибольший интерес с точки зрения их промышленного использования, показаны на рис. 4.15–4.20.

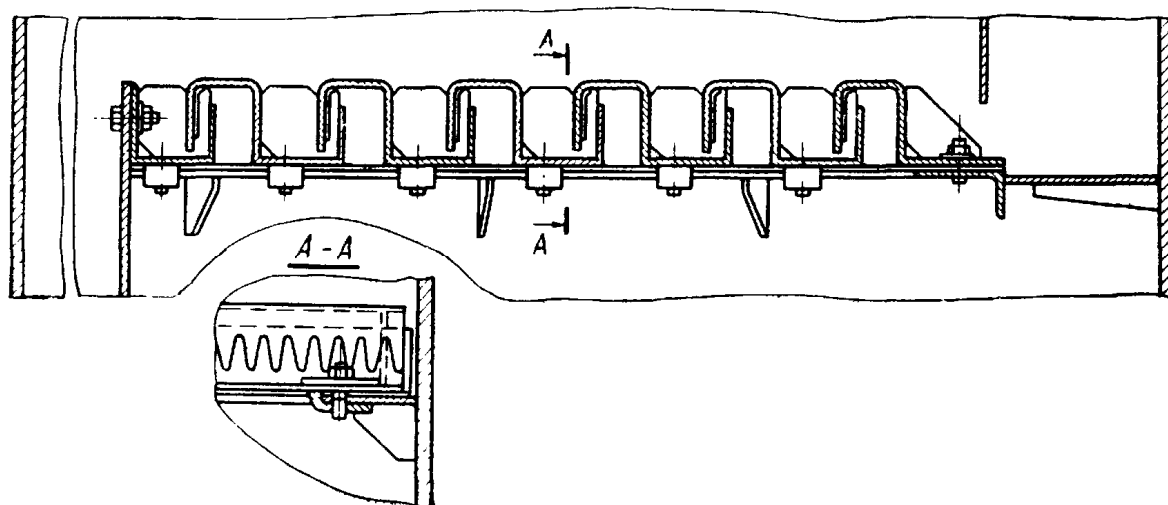


Рис. 4.15. Тарелка из S-образных элементов

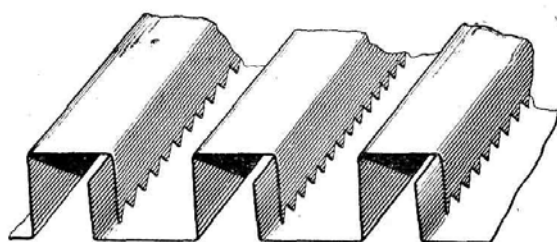


Рис. 4.16. S-образные колпачки

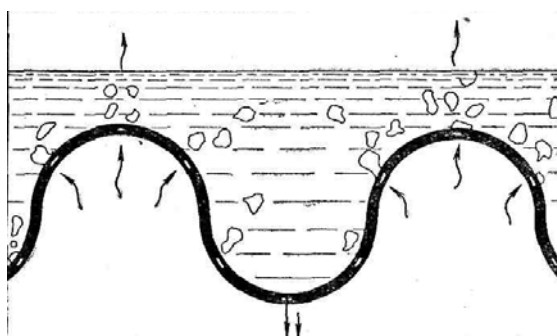


Рис. 4.17. Участок волнистой решётчатой тарелки

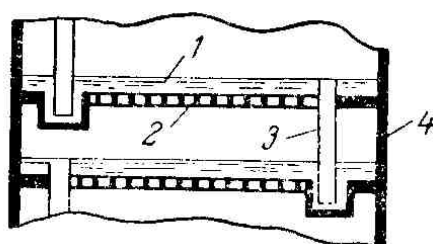


Рис. 4.18. Устройство ситчатой тарелки

1 – опорная полка; 2 – полотно; 3 – сегмент; 4 – сливной порог; 5 – сливная перегородка; 6 – клапан; 7 – ограничитель; 8 – карман

Из многочисленных конструкций клапанных тарелок в первую очередь следует отметить клапанные прямоточные тарелки как более высокопроизводительные по газу, имеющие низкое гидравлическое сопротивление и обеспечивающие малое время пребывания жидкости на тарелке (вследствие перекрестно-прямоточного движения фаз). Тарелки с прямоугольными клапанами, работающие в режиме перекрестного тока, характеризуются компактным расположением клапанов на основании, что обеспечивает большую площадь «ухода» газа или зеркала барботажа и способствует повышению производительности этих тарелок по газу. Специальные конструкции клапанных тарелок с клапанами круглой или прямоугольной формы или с отверстиями под клапаны, имеющими кромки, отогнутые в виде сопла вниз, применяют в вакуумных колоннах. В таких колоннах рабочая площадь тарелки должна составлять 85–90 % общей площади, а свободное сечение – не менее 12–15 %; все контактные элементы тарелки должны иметь по возможности скругленную форму.

На ситчатых тарелках диаметр отверстий принимают в пределах от 3 до 25 мм. Исследования показали, что изменение диаметра отверстий в этих пределах не влияет на эффективность массопередачи. Кроме того, была подтверждена также высокая эффективность и стабильность работы ситчатых тарелок с отверстиями малого диаметра в достаточно широком диапазоне изменения нагрузок при работе на загрязненных средах (например, ректификация продуктов реакции каталитического крекинга).

Для ситчатых тарелок важным является не только размер отверстий, но и особенности их устройства. Так, конструкции ситчатых тарелок с выступающими вверх краями отверстий имеют более высокую производительность, широкий диапазон устойчивой и эффективной работы, низкое гидравлическое сопротивление. Заметное улучшение основных характеристик ситчатых тарелок достигается, возможно, за счет направленного ввода струи газа в жидкость, стабилизирующего движение газожидкостной смеси, т. е. устраняющего поперечно направленные пульсации дисперсного слоя на тарелке.

Отметим теперь следующие принципиальные вопросы технологического конструирования типовых конструкций переливных тарелок: выбор высоты статического уровня жидкости и порядок установки тарелок в колонне.

В нормализованных конструкциях клапанных тарелок высота сливной планки составляет 40 мм и выше, что обеспечивает высоту статического уровня жидкости на тарелке для различных колонн 60–100 мм. Очевидно, меньшие цифры следует принимать для вакуумных колонн и большие – для всех остальных. Для обеспечения равномерной работы ситчатых тарелок общую высоту беспенного слоя жидкости следует принимать в пределах 50–70 мм.

Весьма важными являются следующие вопросы, связанные с установкой тарелок в колонне: а) уплотнение секций тарелок на опорном каркасе; б) горизонтальность установки тарелок.

При установке в колонне тарелок всех конструкций уплотнение мест соединений осуществляется при помощи прокладок либо асбестового шнура с *последующей заливкой соединений жидким стеклом*. Особо тщательно надо уплотнять секции тарелок, устанавливаемые в вакуумных колоннах, так как объемные расходы жидкости в них невелики, а также вследствие того, что в колоннах большого диаметра число соединений велико.

Действующими отраслевыми нормами допускается отклонение плоскости тарелок от горизонтали (при их изготовлении) не более 3 мм на 1 м длины. Некоторые авторы указывают, что общее максимальное отклонение плоскости тарелки от горизонтали не должно превышать 6 мм. Допускаемый максимальный прогиб балок опорного каркаса в колоннах малого и среднего диаметров не должен превышать 3 мм, а в колоннах большого диаметра – 6 мм.

Работы различных исследователей показали, что в ряде случаев можно допустить большую негоризонтальность тарелок без заметного уменьшения ее разделяющей способности. Специально поставленные опыты показали, что при больших расходах жидкости, главным образом в колоннах, работающих под давлением, в абсорберах и десорберах можно допустить отклонение от горизонтальной плоскости, не превышающее 10–12 мм.

Отметим особенности технологического конструирования переливных устройств. В большинстве случаев применяют сегментные переливы с прямыми переливными планками. При больших расходах жидкости для лучшей ее дегазации следует применять сегментные переливы с наклонными планками, площадь которых сверху должна быть в 2 раза больше, чем внизу. В колоннах большого диаметра целесообразно применять арочные переливы, так как они способствуют более эффективному использованию рабочей площади тарелки. Переливные устройства из труб следует применять как можно реже (лишь при очень малых нагрузках по жидкости и когда вся тарелка имеет съемную конструкцию). Тарелка со сливами в виде труб должна иметь сливную планку, расположенную по хорде; верхняя кромка сливной планки должна быть расположена в одной плоскости с основанием тарелки. Большое влияние на работу перелива оказывают также конструкции узлов ввода и вывода жидкости. Узел ввода жидкости на тарелку должен, *во-первых*, создавать умеренное сопротивление перетоку жидкости, *во-вторых*, обеспечивать спокойный, равномерный и безударный ввод жидкости.

Если необходимо снизить сопротивление перетоку жидкости, то по возможности стараются не применять затворную перегородку, кромки сливных и переливных перегородок делают закругленными, а на прямоточных тарелках не предусматривают начального гидравлического затвора в узле ввода жидкости.

Для обеспечения равномерного и безударного ввода жидкости на тарелку можно применять заглубленный сливной карман или располагать первый ряд барботажных устройств на таком расстоянии, чтобы поступающая жидкость не ударялась о них. Узел вывода жидкости с тарелки должен, *во-первых*, обеспечивать равномерный, по возможности безударный, слив жидкости, *во-вторых*, способствовать дегазации жидкости в переливе.

Безударный слив особенно необходим при больших расходах жидкости. В некоторых случаях добиться этого можно при помощи сегментных переливов с наклонными сливными перегородками. Для обеспечения равномерного слива жидкости верхняя кромка сливной планки не должна сильно отклоняться от горизонтали; при малых расходах жидкости сливную планку делают зубчатой. При больших или умеренных расходах применяют фигурную сливную планку, благодаря которой увеличивается длина слива и достигается более равномерное распределение жидкости по сечению тарелки. На прямоточных тарелках равномерный слив жидкости обеспечивается установкой над переливом специальных отражателей или более эффективных отбойных устройств.

Для отделения пара от жидкости, поступающей в перелив, и предотвращения выброса жидкости в перелив предлагается над сливной планкой устанавливать вертикальный сетчатый сепаратор, состоящий из небольшого числа рядов сеток и имеющий вид продолжения сливной планки.

На тарелках с перекрестным током газа и жидкости, диаметр которых меньше 0,8 м, особенно при средних и малых расходах жидкости, и в колоннах любого диаметра при очень малых расходах жидкости желательно предусматривать защищенный перелив, т. е. на некотором расстоянии от сливной планки устанавливать перегородку, предотвращающую выбросы паром вспененной жидкости. При большом диаметре тарелок или при больших расходах жидкости защищенный перелив заметно уменьшает производительность аппарата.

При конструировании сегментного переливного устройства не следует предусматривать опорного кольца над переливом. Подобная конструкция часто встречается в опытных колоннах или при замене тарелок в колоннах, в которых опорное кольцо под тарелку размещено по окружности корпуса колонны.

Конструируя переливное устройство, величину начального гидравлического затвора рекомендуется принимать в соответствии с данными, приведенными в табл. 4.3.

Таблица 4.3

Длина пути жидкости по тарелке, м	Высота затвора, мм
1,5	12
1,5 – 3,0	25

3,0	40
-----	----

Максимальное отклонение сливной планки от горизонтали не должно превышать 3 мм на 1 м длины. В основании сливного устройства предусматриваются дренажные отверстия диаметром 10–16 мм, площадь которых должна составлять не более 0,01 % площади сливного кармана.

Рассмотрим основные пути усовершенствования конструкций переливных тарелок, направленные на увеличение производительности колонн по газу или жидкости и повышение эффективности массопередачи.

К числу наиболее эффективных конструктивных решений, приводящих к значительному увеличению производительности колонн по газу, можно отнести использование пространства между тарелками для установки различных конструкций сепарационных устройств, изготовленных главным образом из сеток или просечно-вытяжного листа:

- объемной насадки, заполняющей все сечение между тарелками;
- наклонных отбойных элементов;
- горизонтальных отбойных элементов, установленных под вышележащей тарелкой или на уровне переливной планки;
- вертикальных отбойных устройств;
- наклонно расположенных отбойных устройств.

Для высокопроизводительных конструкций контактных устройств, в том числе и с установленными между тарелками специальными отбойными элементами, характерно большое свободное сечение для прохода газа. При свободном сечении порядка 25–30 % конструкция контактных устройств уже не оказывает заметного влияния на производительность колонны, т. е. колонны с разными конструкциями тарелок при большом свободном сечении имеют примерно одинаковую производительность. Промышленные испытания этих тарелок показали, что эффективность их остается практически такой же, как и у тарелок с малым свободным сечением, но диапазон устойчивой и эффективной работы значительно уменьшается. Для сохранения высокого диапазона устойчивой работы высокопроизводительных тарелок часть их свободного сечения закрывают клапанами. К подобным конструкциям относятся ситчато-клапанные тарелки, тарелки из S-образных элементов с клапанами и т. д.

Для увеличения производительности контактных устройств по жидкости применяют специальные многопоточные конструкции тарелок с большой площадью переливов и тарелки с двумя зонами контакта фаз. Целый ряд специальных конструктивных решений для переливных устройств (наклонные переливные планки, эжектирующие элементы для вытекающей из перелива жидкости, устройства для дегазации жидкости непосредственно в переливе и т. д.) также способствует повышению производительности колонн по жидкости.

Увеличение эффективности массопередачи на контактных устройствах с переливами в первую очередь достигается за счет улучшения гидродинамической обстановки:

- устранения продольного перемешивания потоков и различных видов продольной и поперечной неравномерностей в их работе (застойных зон, байпасных и циркуляционных потоков, неравномерного распределения газа по сечению колонны и жидкости по длине слива);

- устранения провала жидкости на нижележащую тарелку и уноса жидкости на вышележащую тарелки.

В связи с этим используют поперечное или продольное секционирование потока жидкости специальными перегородками высотой не выше переливной планки с расстоянием 150–200 мм друг от друга и с зазором по отношению к полотну тарелки 10–15 мм. Для предотвращения провала жидкости перед контактными элементами на выходе из перелива рекомендуется устанавливать отражательную перегородку высотой 10–15 мм, которая должна гасить энергию поступающей на тарелку жидкости и способствовать более равномерному ее распределению по длине слива. Провал жидкости уменьшается также при групповом креплении клапанов.

К увеличению эффективности приводит также целый ряд специальных конструктивных решений по усовершенствованию контактных элементов (полотна тарелки):

- использование отверстий большого диаметра с установленными над ними горизонтальными отражательными пластинами;

- применение локальных закручивателей потока газа и жидкости в виде вихревых элементов;

- использование вращающихся колпачков или клапанов, клапанов с волнистыми или зубчатыми краями;

- создание просечки на полотне тарелки, направленной против движения жидкости, и т. д.

Беспереливные (провальные) тарелки – это перфорированный щелями или отверстиями горизонтальный лист, перекрывающий все сечение колонны.

При выборе ширины щелей на решетчатых тарелках следует руководствоваться тем, что с увеличением ширины щелей от 4 до 12 мм производительность колонны несколько уменьшается, а эффективность массопередачи остается практически постоянной. В связи с этим ширину щелей принимают обычно равной 4–6 мм. Аналогичным образом диаметр отверстий на ситчатых провальных тарелках принимают равным 6–8 мм.

Свободное сечение решетчатых и ситчатых тарелок провального типа принимают 18–20 %, при больших сечениях увеличивается производительность колонн, но в то же время несколько уменьшается эффективность массопередачи и заметно уменьшается диапазон устойчивой и эффективной работы колонн.

Для увеличения производительности и эффективности тарелок провального типа необходимо в первую очередь обеспечить равномерное распределение потоков по сечению колонны. Для этого предлагается предусматривать гофрированную поверхность тарелок наподобие ситчатых волнистых тарелок или тарелок из просечного листа с кромками отверстий или щелей, отогнутыми в одну или в разные стороны. Экспериментальное определение основных характеристик указанных конструкций показало, что производительность их примерно в 2 раза выше производительности обычных решетчатых тарелок при несколько лучшей или одинаковой эффективности разделения; такие тарелки создают небольшое гидравлическое сопротивление и на них удерживается невысокий слой вспененной жидкости.

Для равномерного распределения потоков по сечению решетчатых тарелок и, следовательно, для увеличения их эффективности можно делать щели разной ширины и располагать их неравномерно по сечению колонны. На тарелках со щелями разной ширины при малых нагрузках по газу будут работать главным образом узкие щели; по мере увеличения нагрузки в работу будут включаться остальные щели.

Значительное улучшение эксплуатационных характеристик решетчатых и ситчатых тарелок провального типа достигается путем установки на большинстве (70–80 %) щелей или отверстий клапанов прямоугольной или круглой формы. Изучение разделительной способности колонн с провальными тарелками обычной конструкции, имеющими клапаны, показало, что производительность, эффективность и диапазон их устойчивой работы увеличиваются от 20 до 50 % при небольшом увеличении гидравлического сопротивления.

Высокие эксплуатационные показатели достигаются также на многослойных ситчатых тарелках провального типа. Многослойные ситчатые тарелки представляют собой пакет из 3–5 обычных тарелок, установленных друг относительно друга на расстоянии 30–50 мм, с отверстиями, расположенными соосно на соседних тарелках, диаметры которых увеличиваются по ходу движения газового потока. Такое конструктивное выполнение пакета обеспечивает равномерное расширение газового потока в отверстиях, аналогичное движению газа в диффузорах, благодаря чему и увеличивается производительность, эффективность массопередачи, расширяется диапазон устойчивой работы и уменьшается гидравлическое сопротивление тарелок.

Кроме решетчатых и ситчатых тарелок известны и щелевые беспереливные тарелки, выполненные из труб или прутков. В ряде случаев эти тарелки имеют лучшие показатели, чем решетчатые. Кроме того, трубчатые щелевые тарелки эффективно используют как теплообменные устройства, например, в абсорберах.

Каскадные промывные тарелки отличаются расположением элементов (горизонтальное или наклонное) и по форме выполнения самих элементов. Тарелки сегментные и «диск – кольцо» с горизонтальным расположением элементов имеют отверстия для прохода жидкости с $d_{\text{отв}} = 8\text{--}10$ мм. Размещаются отверстия в вершинах равностороннего треугольника с шагом $I = 2d_{\text{отв}}$; при малом числе отверстий их располагают как можно дальше от края сегмента. Для поддержания определенного уровня жидкости тарелка имеет борт высотой 50–75 мм. Свободное сечение выреза составляет не менее 30 % площади сечения колонны. Расстояние между полками промышленных колонн не менее 400 мм.

При работе на загрязненных жидкостях, например при отмывке катализатора, устанавливают тарелки с наклоном 1:10 в сторону слива жидкости.

Более конструктивно сложные полочные тарелки применяют тогда, когда между другими тарелками требуется обеспечить большие расстояния, чем между полочными тарелками. Элементы полочных тарелок не имеют отверстий; жидкость сливается с них только через зубчатые сливные планки. Для равномерной работы таких тарелок в верхней части колонны необходимо иметь надежный распределитель жидкости. Свободное сечение для прохода пара через полочные тарелки принимают таким же, как и для других тарелок. Каскадные промывные тарелки с горизонтальным расположением элементов применяют главным образом на чистых жидкостях. В колоннах установок каткрекинга, где вместе с паром уносится катализатор, применяют тарелки с наклонно расположенными элементами, которые значительно меньше засоряются и обеспечивают лучшую отмывку пара от катализаторной пыли.

Для уменьшения общей высоты колонн большого диаметра применяют полочные тарелки.

4.7.5. Насадки. Регулярные насадки – это пакеты гофрированных плоских листов или сеток либо рулоны из двух гофрированных листов, свернутых по спирали. Пакеты или рулоны имеют высоту до 150 мм, гофры листов или сеток высотой до 10 мм наклонены под углом к горизонтали от 20 до 70°. Соседние листы имеют противоположное направление гофров, благодаря чему и обеспечивается объемная (ячеистая) структура насадки. Сетки имеют размер ячеек 0,5 x 0,25 мм, диаметр проволоки 0,25 мм.

Колонны с регулярной насадкой имеют такие же производительность и гидравлическое сопротивление, как и колонны с плоскопараллельной насадкой, но они обеспечивают лучшее разделение вследствие значительной интенсификации массопередачи. Особенно высокие эксплуатационные показатели, практически не зависящие от диаметра колонн, имеют регулярные насадки из сеток. Например, при вакуумной ректификации термически нестойких веществ

в колонне с регулярной насадкой из сеток «Зульцер» достигнуты величины ВЭТТ не выше 0,2 м и потери напора на одну теоретическую тарелку 50 Па.

На рис. 4.21 показано устройство насадочной колонны.

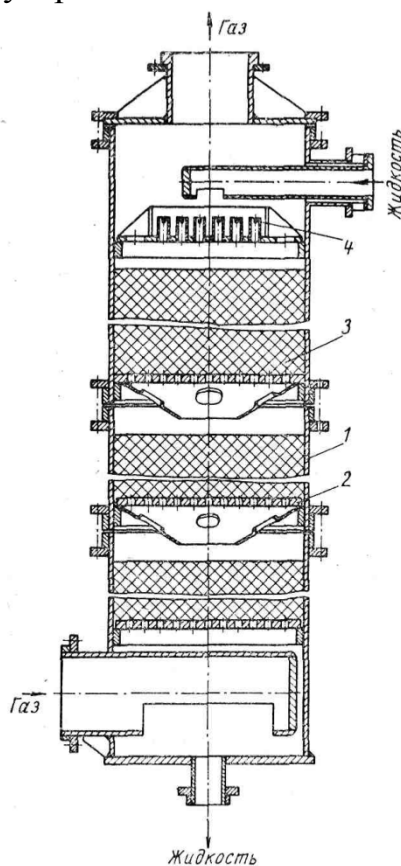


Рис. 4.21. Насадочная колонна:

1 – корпус; 2 – распределительная решётка; 3 – насадка; 4 – ороситель

Для обеспечения высокой эффективности применения регулярной насадки необходимо особо тщательное распределение по сечению колонны поступающих потоков жидкости и газа.

Высокие эксплуатационные показатели в условиях вакуумной ректификации имеют также объемные насадки из горизонтальных гофрированных листов, изготовленных из отходов штамповки клапанов (Глитч-грид) или из просечно-вытяжного листа (Перформ-грид). В слое насадки небольшой высоты соседние листы укладывают гофрами перпендикулярно друг другу, аналогично регулярной гофрированной насадке. Но в отличие от последней, высота гофров здесь достигает до 100 мм. Применение насадок Глитч-грид в вакуумных колоннах до 9 м для перегонки мазута диаметром позволило увеличить их производительность почти в два раза по сравнению с тарельчатыми аппаратами при высокой эффективности массопередачи ($h_{\text{ЭКВ}} = 0,6$ м) и низком гидравлическом сопротивлении $\Delta P = 46$ Па (0,35 мм рт. ст.) на одну теоретическую тарелку.

В заключение отметим некоторые вопросы проектирования насадочных колонн с известными конструкциями насадок.

При проектировании насадочных колонн следует ограничивать высоту слоя насадок и принимать следующие максимальные значения соотношения высоты слоя насадки и диаметра колонны: а) кольца **Рашига** – 2,5–3; седла **Берля** и **Инталлокс** – 5–8; кольца **Паля** – 5–10 (рис. 4.22).

При больших нагрузках по газу и жидкости, когда перепад давления в колонне больше 400–700 Па на 1 м высоты слоя насадки, вверху слоя укладывают решетку для предотвращения возможности перемещения ее элементов. Масса решетки должна быть в пределах 50–150 кг/м² в зависимости от перепада давления в колонне; большие цифры соответствуют большим перепадам давления в колонне. Свободное сечение этой решетки не должно быть меньше свободного сечения слоя насадки.

Для увеличения производительности и эффективности насадочной колонны ее внутренние стенки рекомендуется покрывать волнистым слоем какого-либо материала.

При плохой изоляции насадочной колонны на ее внутренних стенках конденсируется пар. Образующийся конденсат практически не участвует в массообмене, заметно уменьшая общую разделительную способность колонны. В связи с этим качество изоляции насадочных колонн должно быть особенно хорошим.

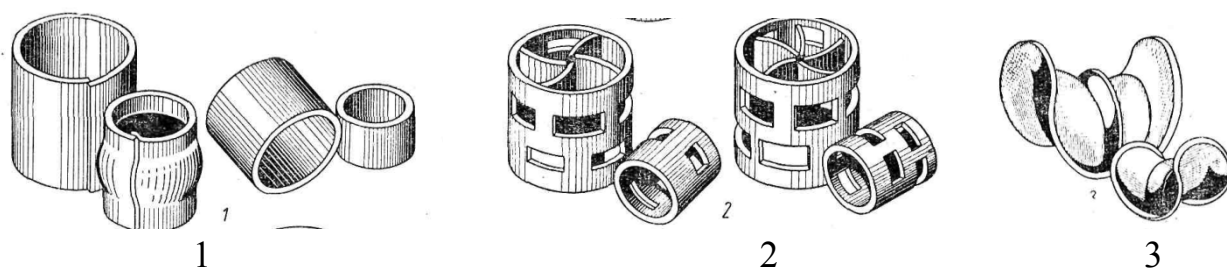


Рис. 4.22. Элементы насадок:

1 – кольца Рашига; 2 – кольца Паля; 3 – седловидная насадка

На рис. 4.23 и 4.24 изображены элемент плоскопараллельной насадки и сварная колосниковая решётка из двух половин.

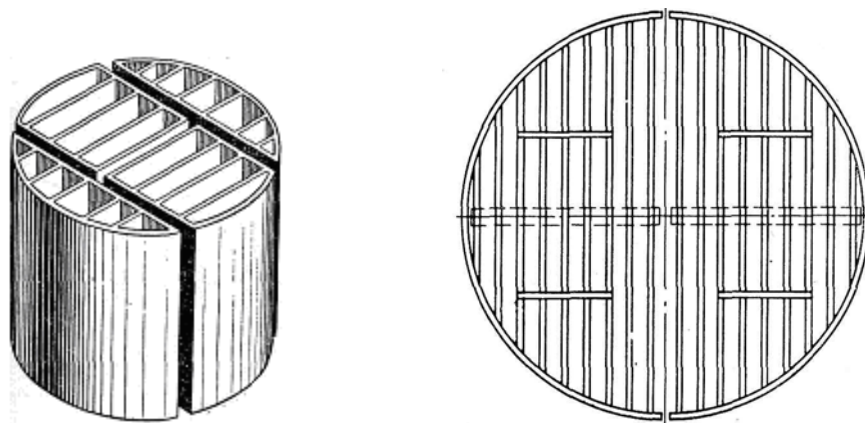


Рис. 4.23. Элемент плоско-
параллельной насадки

Рис. 4.24. Сварная колосниковая
решётка из двух половин

ТЕМА 5

ТЕПЛООБМЕННОЕ ОБОРУДОВАНИЕ

5.1. Общие положения

Практически любая установка в производстве продуктов нефтепереработки, нефтехимии и органического синтеза включает основные аппараты (*печи, реакторы, ректификационные, абсорбционные, адсорбционные колонны, экстракторы, десорберы, скрубберы и т. д.*) и многообразное вспомогательное оборудование.

Значительное место в этом ряду занимают теплообменные аппараты, в которых регенерируют тепло, содержащееся в горячих жидких дистиллятах и парах, и конденсируют и охлаждают пары путем теплообмена с хладагентами.

В теплообменниках два теплоносителя обмениваются теплом, т. е. один из них теряет тепло и охлаждается, другой за счет этого тепла нагревается.

В теплообменниках непрерывного действия теплоносители все время протекают через теплообменник, поэтому оба должны быть жидкими или газообразными телами или один жидким, другой газообразным; в некоторых случаях один из теплоносителей может быть сыпучим телом, а другой жидким или газообразным (например, катализатор плюс дымовые газы).

Теплообмен может происходить и в результате непосредственного соприкосновения теплоносителей между собой. В этом случае имеет место наиболее полный обмен тепла при наиболее дешевом и простом устройстве теплообменника (*конденсаторы смещения, градирни и пр.*).

Такой метод теплообмена, позволяющий получить значительную экономию металлов, рекомендуют, где это возможно. Этот метод применим только тогда, когда один теплоноситель – газ, а другой – твердое тело или жидкость. При этом они не должны реагировать между собой. Во всех прочих случаях может произойти смешение теплоносителей, вплоть до химической реакции между ними.

На нефтеперерабатывающих установках масса теплообменной аппаратуры достигает 20–45 % общей массы технологической аппаратуры. Применение наиболее экономически выгодных конструкций теплообменных аппаратов ведет к снижению расхода металла и капитальных затрат при сооружении новых установок и последующих эксплуатационных расходах.

Изучая конструкции отдельных видов теплообменных аппаратов, оценивают их преимущества и недостатки. При выборе нормализованных теплообменных аппаратов необходимо учитывать, что для типизации всегда характерны обобщение и усреднение условий работы, что в одном случае приводит к более высоким, а в другом к более низким техническим показателям. В процессе экс-

плуатации нормализованных теплообменных аппаратов отмечены случаи их неэффективной работы вследствие неудачного применения. Выбор целесообразного режима работы теплообменного аппарата с учетом влияния эксплуатационных факторов на процесс теплообмена имеет существенное значение при выборе конструкции аппарата.

На современных нефтеперерабатывающих установках поверхности теплообмена измеряются десятками тысяч квадратных метров. Применение гладкотрубных теплообменных аппаратов, когда их количество на одну установку достигает нескольких сотен, ведет к значительному увеличению площади застройки, удлинению коммуникаций, увеличивает ремонтный период и снижает экономический эффект укрупненных технологических установок.

В настоящее время разрабатывают теплообменники высокой интенсивности с продольной и спирально оребренной поверхностью теплообмена.

В зарубежной практике широко распространены теплообменники высокой интенсивности с проволочным и лепестковым оребрением труб, игольчатые, пластинчатые, пластинчато-ребристые, проточно-пластинчатые с волнистыми пластинами, выполненные по образцу фильтр-прессов, и многие другие конструкции, у которых коэффициенты теплопередачи достигают $8000\text{--}10000 \text{ ккал/м}^2\cdot\text{ч}\cdot^\circ\text{C}$, а удельный расход металла не выше $2,0\text{--}1,5 \text{ кг/м}^2$ поверхности теплообмена.

Все теплообменные аппараты, применяемые в нефтехимической промышленности, можно разделить на несколько групп.

5.2. Кожухотрубные теплообменники

5.2.1. Теплообменники с плавающей головкой. На рис. 5.1 показан общий вид (в разрезе) этого теплообменника, получившего наибольшее распространение в нефтепереработке и промышленности органического синтеза.

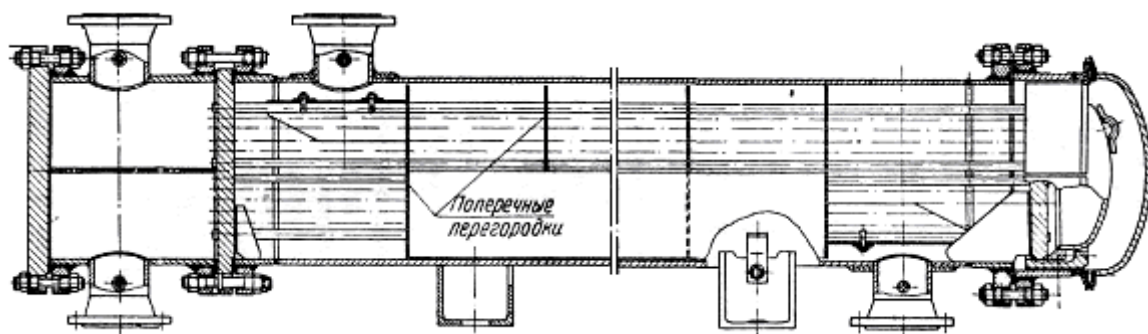


Рис. 5.1. Теплообменник с плавающей головкой (одинарный)

Такие теплообменники применяют для нагрева или охлаждения главным образом жидких органических продуктов. При этом по трубному пучку пропускается более вязкая и загрязненная жидкость. В случае загрязнения трубный пучок

чок, составленный из прямых труб, может быть очищен механическим способом. Межтрубное пространство и трубный пучок с наружной стороны теплообменника могут быть очищены только химическим способом.

Трубный пучок теплообменника (рис. 5.1) заканчивается плавающей головкой, свободно перемещающейся в осевом направлении и «плавает» в корпусе аппарата. Этим достигается независимость температурных деформаций корпуса и трубного пучка. В плавающей головке жидкость, движущаяся по трубному пучку, поворачивается на 180° и возвращается в распределительную коробку. Благодаря устройству горизонтальной перегородки в распределительной коробке потоки не смешиваются. Такого типа теплообменник называется двухходовым по трубкам. В этом случае удваивается длина пути жидкости в трубном пучке и удлиняется время пребывания жидкости в теплообменнике. Для удлинения пути жидкости в межтрубном пространстве встроены вертикальные поперечные перегородки (рис. 5.2). Теплообменник с такими перегородками называют многоходовым по корпусу.

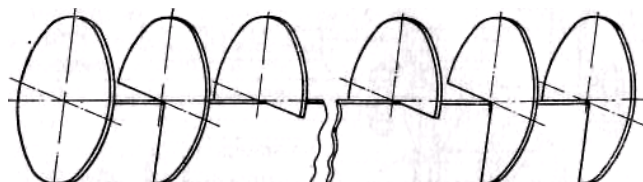


Рис. 5.2. Конструкция поперечных перегородок

Конструктивно теплообменник выполняют так, что все его узлы разборны, и пучок труб вынимается из корпуса. На рис. 5.3 показан узел сборки плавающей головки. Как видно из рисунка, крышка плавающей головки соединяется с трубной решеткой при помощи стяжных полуколец (скоб).

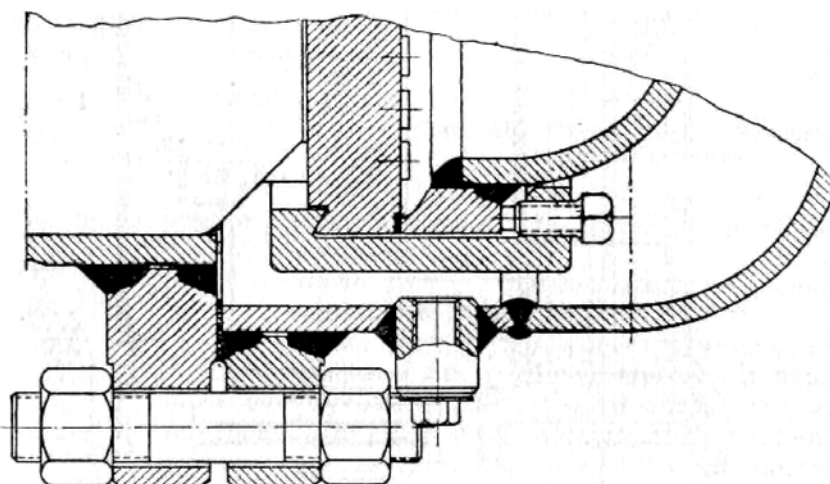


Рис. 5.3. Узел сборки плавающей головки

Сборка плавающей головки может быть выполнена и на фланцах, но в этом случае увеличиваются ее габариты.

Распределительная коробка и корпус аппарата имеют два штуцера для выхода теплообменивающихся сред.

Для уменьшения площади, занимаемой теплообменниками на нефтеперерабатывающей установке, их часто устанавливают один над другим с последовательным соединением потоков теплообменивающихся сред (рис. 5.4).

При конструировании теплообменных аппаратов нужно стремиться к созданию таких скоростей потока, при которых коэффициент теплопередачи и гидравлические сопротивления были бы экономически выгодными.

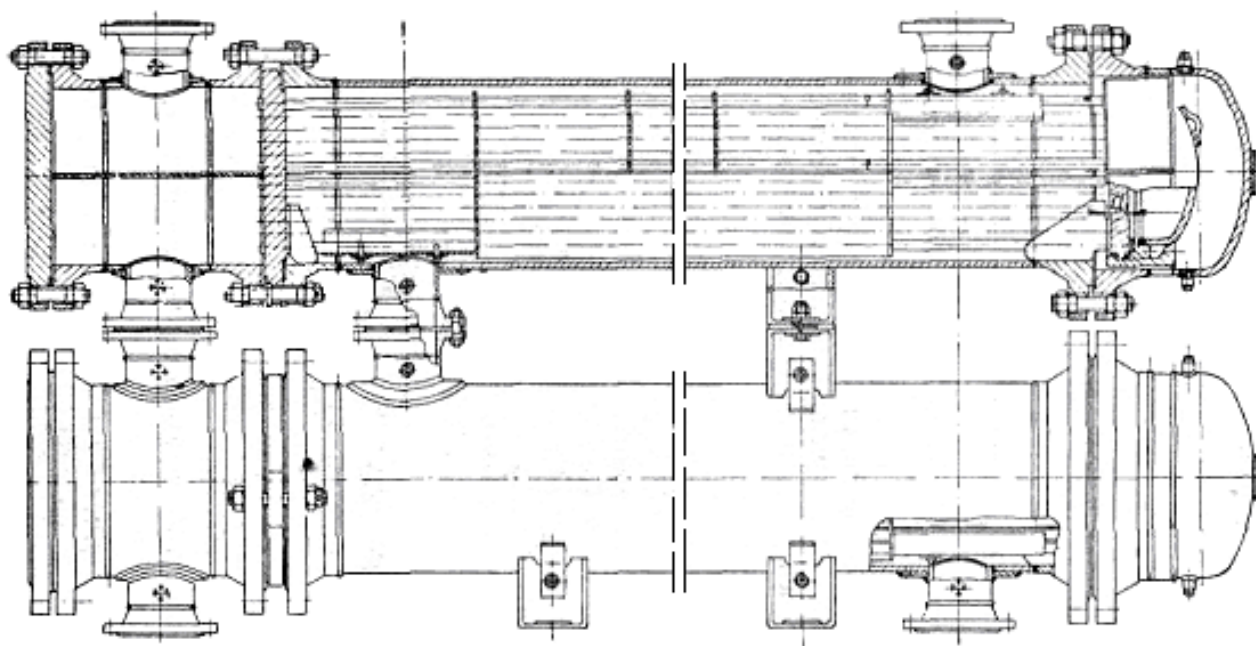


Рис. 5.4. Теплообменник с плавающей головкой (сдвоенный)

Создание таких условий в межтрубном пространстве обеспечивается целесообразным размещением трубок в корпусе теплообменника: они должны быть распределены равномерно с расчетом максимального использования площади трубной решетки.

В связи с этим применяются *коридорное* расположение трубок с установкой их по квадрату и *шахматное* с установкой трубок по вершинам равносторонних треугольников.

Для теплообменников с наружным диаметром трубок $d_n \geq 19$ мм рекомендуется принимать шаг в пределах $t = (1,25-1,35)d_n$, при этом ширина простенка трубной решетки должна быть больше 6 мм (рис. 5.5).

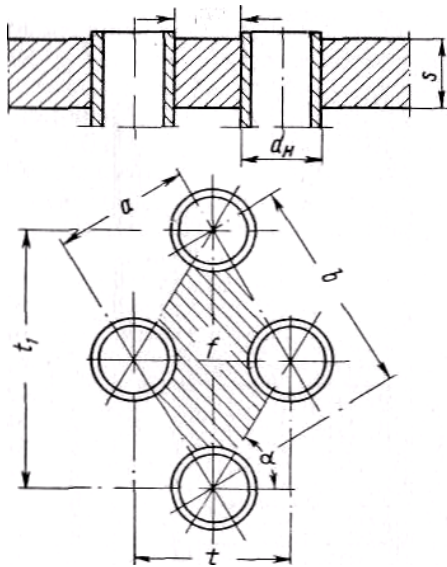


Рис. 5.5. Схема расположения труб теплообменника

Для теплоносителей, вызывающих большие отложения загрязнений и коррозию, целесообразно применять теплообменники с наружным диаметром трубок $d_n \geq 25$ мм, так как чистка трубок с большим диаметром облегчена.

При расположении трубок по вершинам равносторонних треугольников или шестиугольников существуют следующие зависимости:

$$\beta = 2a - 1; \quad (5.1)$$

$$\Sigma = 3a(a - 1) + 1 - \frac{3\beta^2 + 1}{4}, \quad (5.2)$$

где a – число трубок, расположенных по одной стороне шестиугольника;

β – число трубок, размещенных на одной диагонали шестиугольника;

Σ – сумма всех трубок в шестиугольном пучке.

При размещении трубок за пределами правильного шестиугольника, т. е. в пространстве между внутренней окружностью корпуса и сторонами правильного шестиугольника (рис. 5.6) с установкой их по вершинам равносторонних треугольников, количество трубок m , размещаемое на 1 м^2 площади трубной решетки, составит:

$$m = y \frac{10000}{0,866t^2} = y \frac{11540}{t^2}, \quad (5.3)$$

где t – шаг между трубками, см;

$0,866 t^2$ – площадь, занятая одной трубкой, см^2 ;

y – коэффициент заполнения, учитывающий площадь трубной решетки, занимаемую перегородками для образования ходов по трубкам, а также зазор между крайними трубками и корпусом.

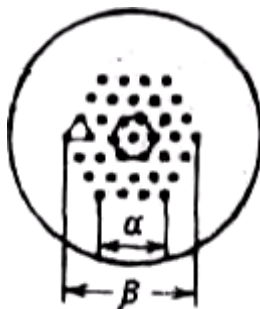


Рис. 5.6. Расположение трубок по шестиграннику

Коэффициент заполнения y равен 0,70–0,85. Меньшее значение y принимают для многоходовых теплообменников малого диаметра.

При расположении трубок по вершинам квадратов их количество определяют по формуле:

$$n = y \frac{D^2}{4t^2}, \quad (5.4)$$

где D – наружный диаметр решетки, см.

5.2.2. Теплообменники с U-образными трубками применяют для чистых теплообмениваемых сред, не загрязняющих трубок. Чистка таких трубок затруднена и может быть выполнена только химическим способом.

Применение U-образных трубок в кожухотрубных теплообменниках дает возможность в тех же габаритах увеличить поверхность теплообмена как за счет увеличения числа труб и уменьшения зазора между пучком и корпусом, так и за счет поверхности калачей.

На рис. 5.7 показан холодильник газа в продольном разрезе, трубный пучок которого выполнен из U-образных трубок. Конструкция таких теплообменников проще, они легче в изготовлении и ремонте, чем теплообменники с плавающей головкой, хотя трубный пучок также может свободно перемещаться в осевом направлении.

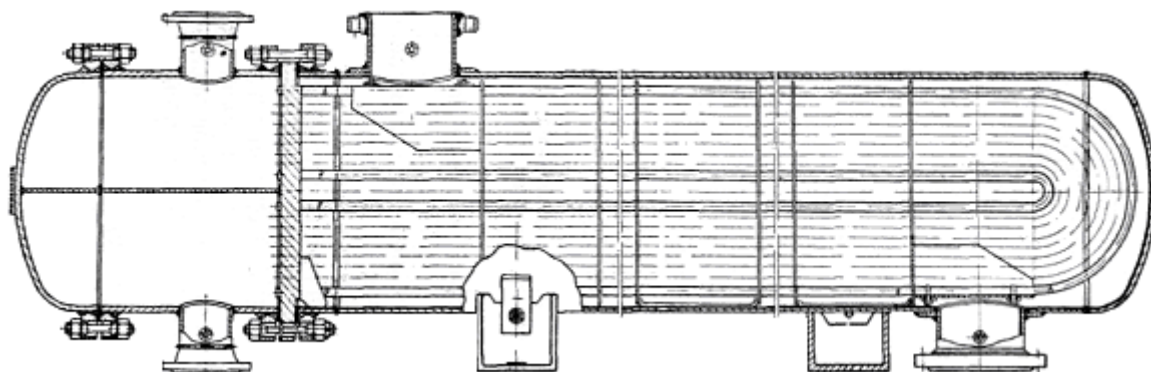


Рис. 5.7. Холодильник с U-образными трубками

Узел уплотнения фланцев корпуса с трубной решеткой дан на рис. 5.8.

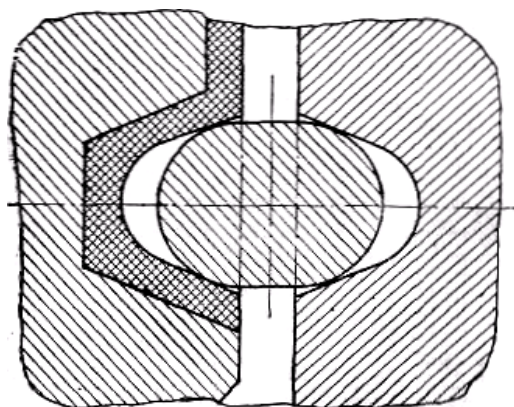


Рис. 5.8. Узел уплотнения фланцев корпуса с трубной решёткой

Теплообменники с жестко закрепленными трубными решетками (рис. 5.9) применяются для теплообменивающихся сред, разность температур которых не превышает 50 °С. При более высокой разности температур возникают температурные напряжения, которые могут вызвать нарушение плотности в местах развальцовки трубок, а следовательно, проникновение среды из межтрубного пространства в трубное или наоборот.

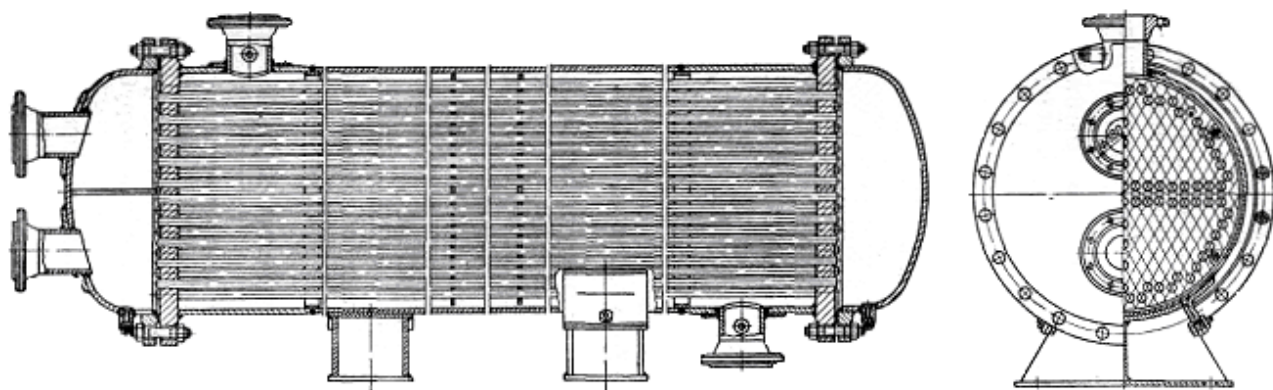


Рис. 5.9. Теплообменник с жестко закрепленными трубными решетками

Теплообменники этого типа конструктивно просты и несложны в изготовлении. Для компенсации температурных деформаций корпуса эти аппараты могут быть изготовлены с линзовыми компенсаторами, которые встраиваются в корпус (рис. 5.10).

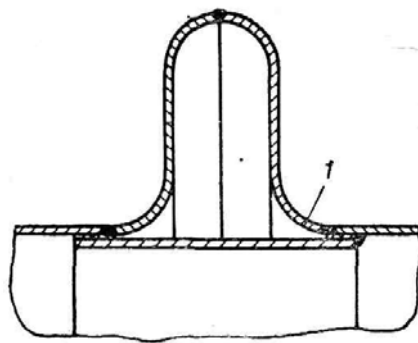


Рис. 5.10. Линзовый компенсатор: 1 – линза

5.3. Теплообменники «труба в трубе»

Их изготавливают из отдельных элементов, состоящих из двух труб, вставленных одна в другую. Отдельные элементы соединяют друг с другом так, чтобы трубы соединялись с трубами, а кольцевые пространства – с кольцевыми пространствами (рис. 5.11). Соединяют обычно последовательно, создавая полный противоток.

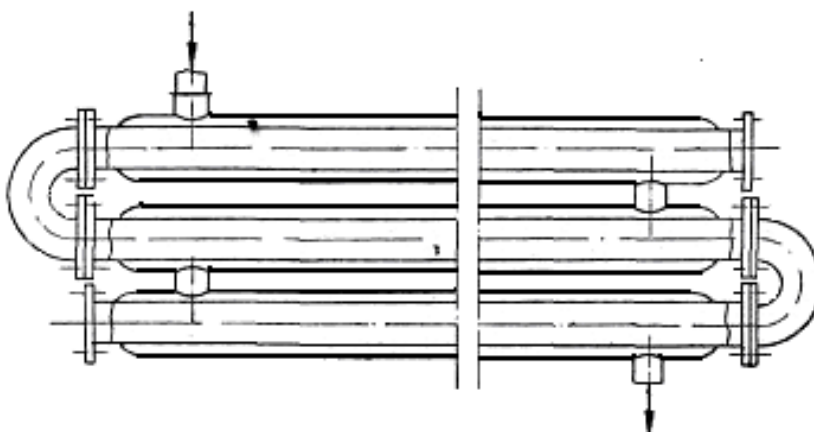


Рис. 5.11. Однотрубный теплообменник «труба в трубе»

Подбором диаметров внутренней и наружной труб придают обоим теплообменивающимся средам высокие скорости и за счет этого достигают больших коэффициентов теплопередачи.

Противоток и большие коэффициенты теплопередачи обеспечивают более интенсивный теплообмен, чем в кожухотрубных теплообменниках. Это особенно заметно при малых расходах, когда в кожухотрубных теплообменниках создаются слишком низкие скорости. Высокие скорости и турбулентное движение жидкости в теплообменниках типа «труба в трубе» уменьшают возможность отложений в трубах.

При больших расходах теплоносителя теплообменники этого типа собирают из секций, включенных параллельно. Отдельные секции теплообменника закрепляют хомутами на специальной сварной раме (рис. 5.12).

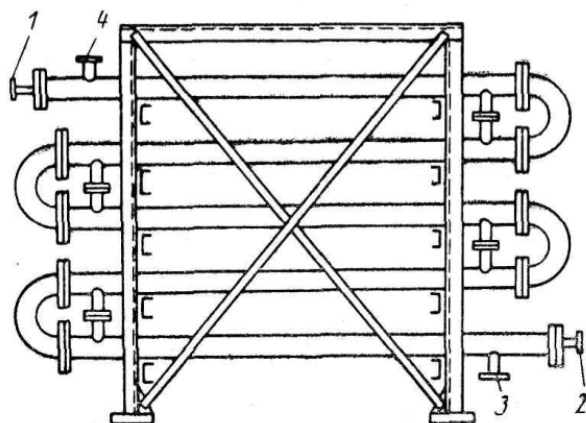


Рис. 5.12. Секционный теплообменник «труба в трубе»:
1 и 2 – ввод и вывод теплоносителя; 3 и 4 – ввод и вывод продукта

Благодаря повышенному коэффициенту теплопередачи в теплообменниках «труба в трубе» меньше расходуется металла на единицу передаваемого тепла, но габариты теплообменников «труба в трубе» больше, чем кожухотрубных теплообменников.

Если в процессе эксплуатации возможно засорение трубы и кольцевого пространства, то применяют теплообменники «труба в трубе» с разборными входными штуцерами и переходными двойниками, как показано на рис. 5.13.

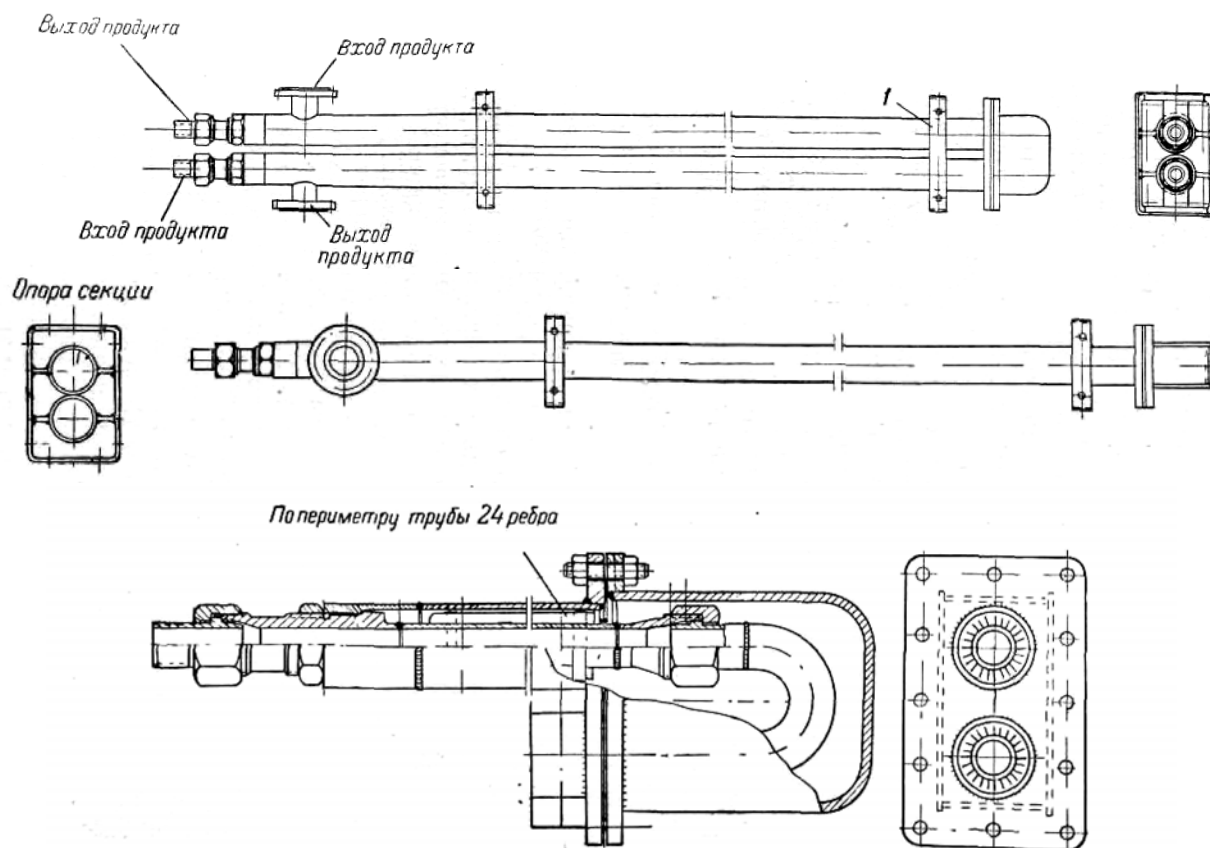


Рис. 5.13. Разборный однострубный теплообменник «труба в трубе»

В этом случае возможна механическая очистка внутренней и наружной труб и переходов.

Для увеличения общего коэффициента теплопередачи наружную поверхность внутренней трубы снабжают ребрами (рис. 5.14).

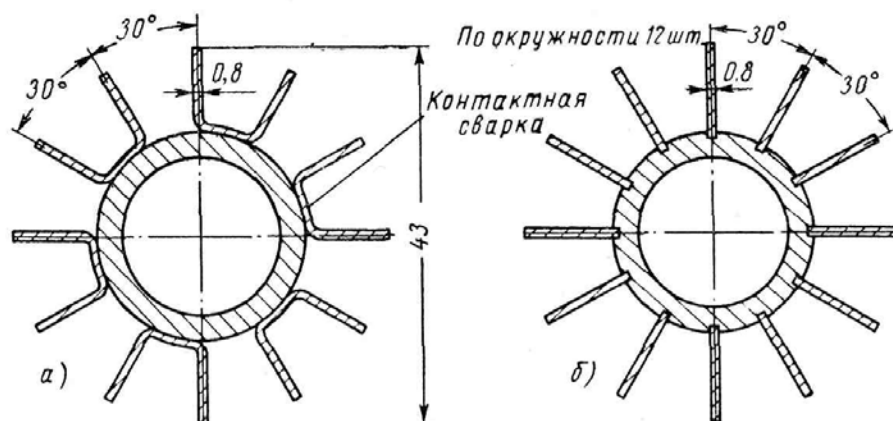


Рис. 5.14. Способы продольного оребрения труб

При этом коэффициент теплопередачи, отнесенный к поверхности внутренней трубы, повышается на 50–80 % по сравнению с гладкотрубными теплообменниками.

В последнее время на нефтеперерабатывающих заводах широко распространены секционные гладкотрубные теплообменники «труба в трубе» для охлаждения мазута и подогрева нефти. На рис. 5.15 представлен односекционный теплообменник «труба в трубе», применяемый для этих целей.

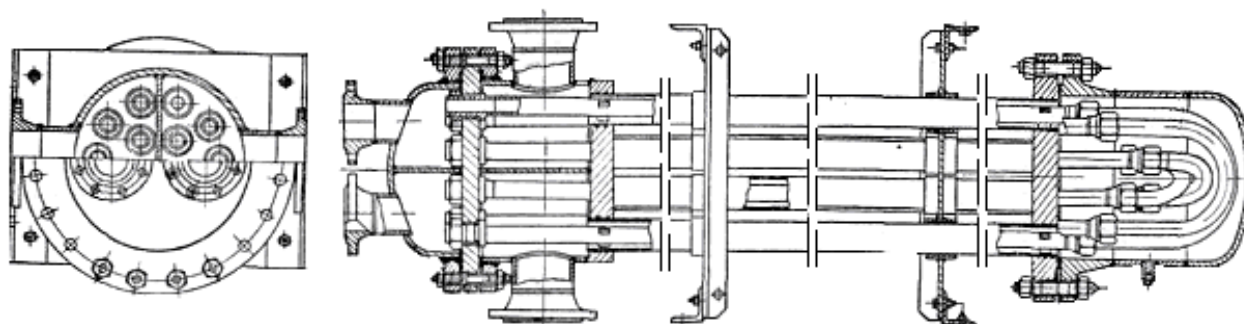


Рис. 5.15. Односекционный теплообменник «труба в трубе»

Такие теплообменники применяют для теплоносителей (нагревающей среды) с температурой до 450 °С. Односекционный теплообменник «труба в трубе» состоит из распределительной коробки, наружных труб, развальцованных в двух трубных решетках, внутренних шпилькообразных труб, закрепленных в съемной передней решетке распределительной коробки, и заднего колпака. Задняя стенка распределительной коробки одновременно служит трубной

решеткой для наружных труб. Крышка имеет два штуцера и горизонтальную перегородку для двухходового потока по внутренним трубкам. В распределительной коробке тоже два штуцера и внутренняя горизонтальная перегородка для двухходового потока по межтрубному пространству.

5.4. Подогреватели с паровым пространством

Они предназначены как для подогрева продукта, так и для отпарки легких компонентов из уходящих остатков нижней части ректификационных колонн. Для увеличения зеркала испарения корпус подогревателя делается значительно больше габаритов пучка трубок, по которым проходит горячий поток (рис. 5.16).

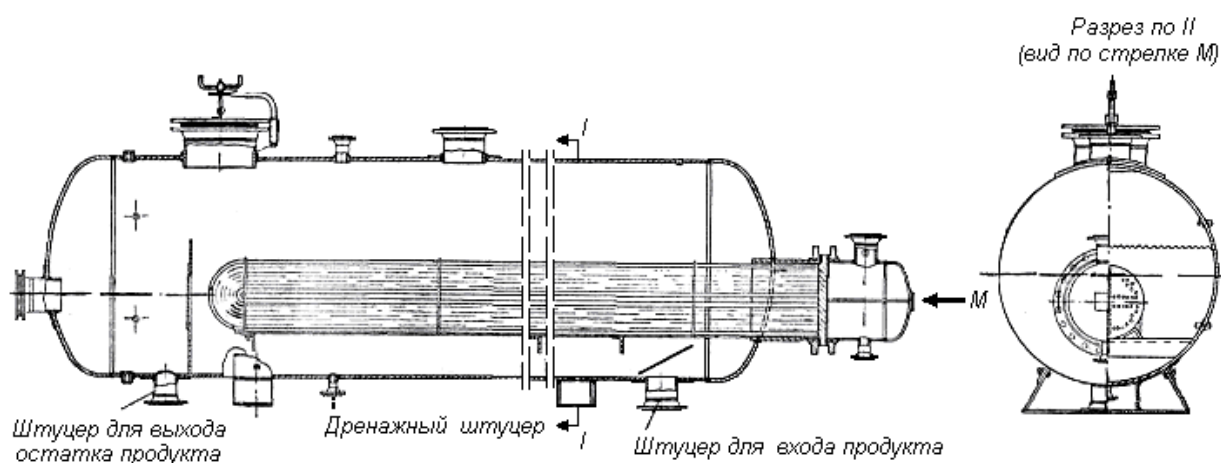


Рис. 5.16. Подогреватель с паровым пространством и трубным пучком из U-образных трубок

Уровень продукта в аппарате поддерживают зубчатой перегородкой, монтируемой так, чтобы слой жидкости над верхними трубками нагревательного пучка был ≥ 100 мм. Трубные пучки располагают как можно ниже. Этим улучшаются условия циркуляции продукта, возрастает зеркало испарения.

Подогреватели бывают с одним или двумя трубными пучками. Температурный предел применения подогревателей: максимальная температура среды в корпусе 300°C и в трубных пучках не более 400°C .

5.5. Погружные конденсаторы-холодильники

Этот тип теплообменников служит для конденсации паров и охлаждения нефтепродуктов в процессе их переработки. Конденсаторы-холодильники состоят из трубчатых змеевиков, помещенных в стальные прямоугольные ящики, через которые в процессе работы циркулирует охлаждающая вода. Они широко применяются на нефтеперерабатывающих заводах и по конструкции поверхно-

стей охлаждения подразделяются на змеевиковые с прямыми трубами, змеевиковые с гнутыми отводами и секционные.

Змеевиковые конденсаторы-холодильники с прямыми трубами, последовательно соединенные литыми двойниками, выполняют из чугунных и стальных труб (рис. 5.17).

Чугунные змеевики применяют для конденсаторов с условным давлением до 10 кг/см^2 , работающих в коррозионной среде. Чугунные трубы изготавливают длиной 3 000 мм, путем соединения по две-три трубы в длину, расстояние между двойниками увеличивается до 6 000–9 000 мм.

Стальные змеевики применяются для холодильников с условным давлением до 40 кг/см^2 , работающих с температурой до 425°C внутри змеевика.

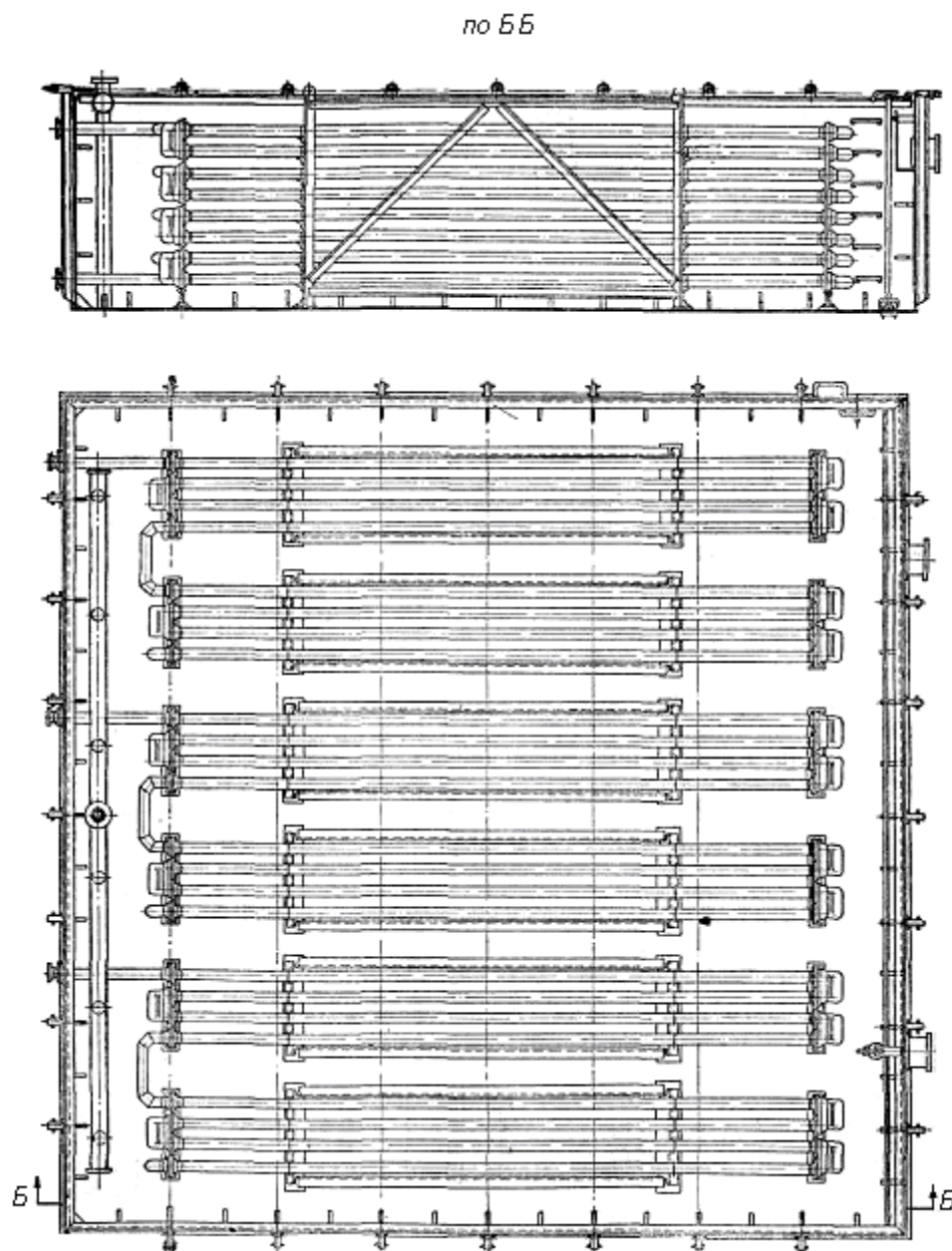


Рис. 5.17. Конденсатор-холодильник с литыми двойниками

Змеевиковые конденсаторы-холодильники с гнутыми отводами выполняются из прямых труб, соединяемых концентрическими отводами с большим радиусом закругления. Их применяют для тех же условий, что и конденсаторы-холодильники с прямыми стальными трубами, хотя у них и меньше удельный расход металла, но габариты больше.

Секционные погружные конденсаторы-холодильники (рис. 5.18) применяют для конденсации паров нефтяных фракций, а также для охлаждения маловязких жидкостей. Здесь поверхностью охлаждения служат отдельные трубные пучки (секции), состоящие из труб диаметром 25–37 мм, развальцованных в трубных решетках. К последним на шпильках присоединены литые крышки с внутренними ребрами-перегородками, которые образуют требуемое число ходов охлаждаемого продукта, протекающего по трубкам. Количеством перегородок в крышке определяется число ходов секции (рис. 5.19).

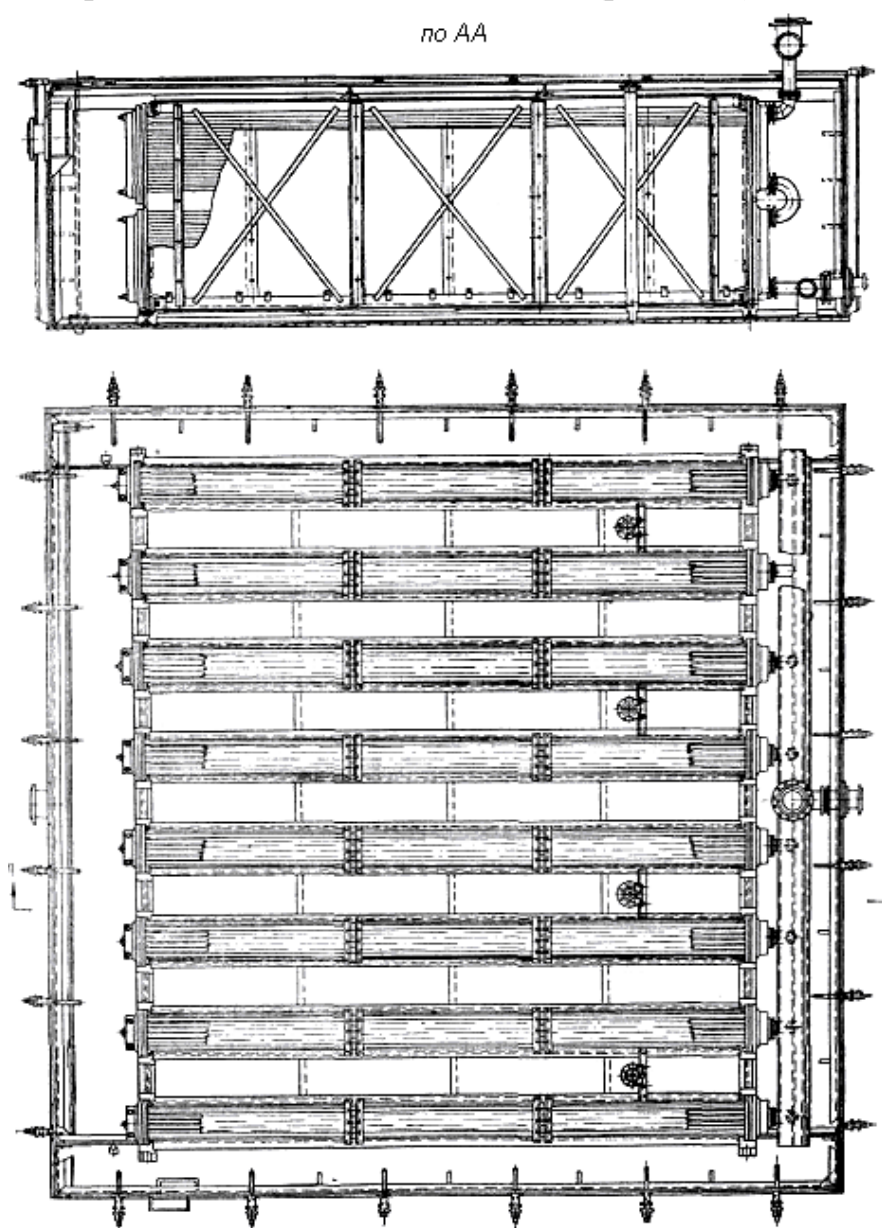


Рис. 5.18. Секционный конденсатор-холодильник

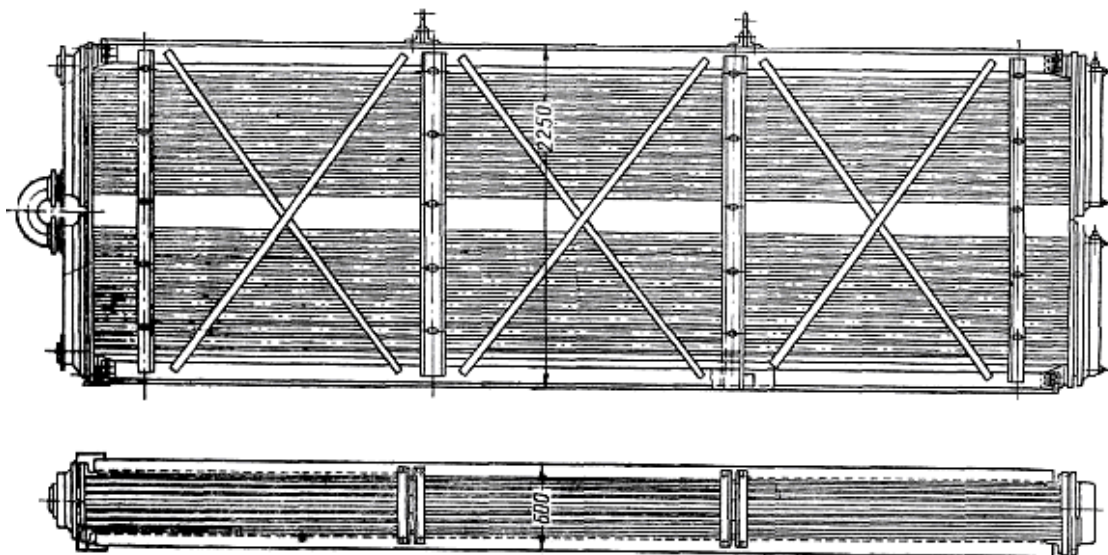


Рис. 5.19. Секция в сборке

Для конденсаторов применяют шести- и восьмиходовые секции, а для холодильников – восьми- и двенадцатиходовые. Секции монтируют в ящике, как и змеевики погружных конденсаторов. С боков каждая секция обшита листовой сталью для направления потока воды. Так повышают скорость движения хладагента в межтрубном пространстве и улучшают теплообмен.

При применении охлаждающей воды со значительным количеством взвешенных частиц на дне ящика монтируют воздушный барботёр, с помощью которого периодически взмучивают осадок, чем в значительной мере предупреждают выпадение накипи и заиливание ящика.

При переработке сернистой нефти применяют латунные трубки с покрытием латунью трубных решеток, что удлиняет срок службы секций даже при хлористоводородной и сероводородной коррозии. Чугунные крышки следует покрывать бакелитовым лаком с полимеризацией или фаолитом.

5.6. Оросительные конденсаторы-холодильники

Оросительные конденсаторы-холодильники собирают из прямых труб, установленных горизонтально друг над другом и соединенных в один змеевик с помощью коллекторов или отводов (калачей), рис. 5.20.

Охлаждающая вода подается в перфорированные трубы, расположенные сверху змеевика, и струями стекает по наружным поверхностям вниз. Вода, быстро стекающая тонким слоем по трубам вниз, дает значительный эффект в поглощении тепла. Кроме того, частичное испарение воды улучшает условия теплопередачи и сокращает расход воды на охлаждение.

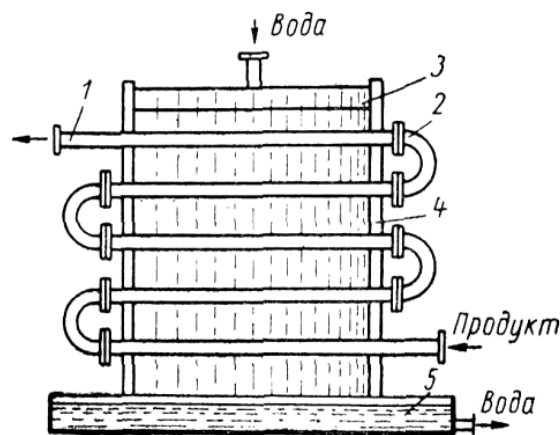


Рис. 5.20. Оросительный теплообменник:
1 – трубы; 2 – колено; 3 – желоб; 4 – рама; 5 – поддон

К недостаткам оросительных конденсаторов следует отнести быстрый износ труб с наружной стороны в результате коррозии активно действующего кислорода, выделяющегося из воды при ее испарении. Работа оросительного конденсатора в значительной степени зависит от температуры, влажности воздуха и скорости ветра. В зимний период происходит значительное парение, вызывающее обледенение и замерзание змеевиков. Поэтому такие конденсаторы применяют в южных безводных районах, преимущественно на газосулавливающих и стабилизационных установках газобензиновых заводов.

5.7. Воздушные конденсаторы

В последние годы за рубежом широко применяют воздушные конденсаторы и холодильники для конденсации и охлаждения всех нефтезаводских потоков. Для конденсаторов и холодильников светлых нефтепродуктов применяют оребренные трубы диаметром 25 и 38 мм, а для мазута – гладкие стальные.

Температура охлажденных технологических потоков во многих случаях доводится до 35 °С.

Воздушные холодильники снабжены осевыми вентиляторами, с помощью которых создается искусственная тяга. Проектный институт Гипронефтемаш разработал воздушный конденсатор теплопроизводительностью 4 млн ккал/ч с теплоотдающей поверхностью (по гладким трубам) 250 м². Конденсатор имеет вид шатра, наклонные стороны которого являются теплоотдающей поверхностью, изготовленной из оребренных трубок. Ребристые пучки смонтированы на легких металлических конструкциях. В основании шатра расположен вентилятор.

На рис. 5.21 представлен общий вид конденсатора типа КВО.

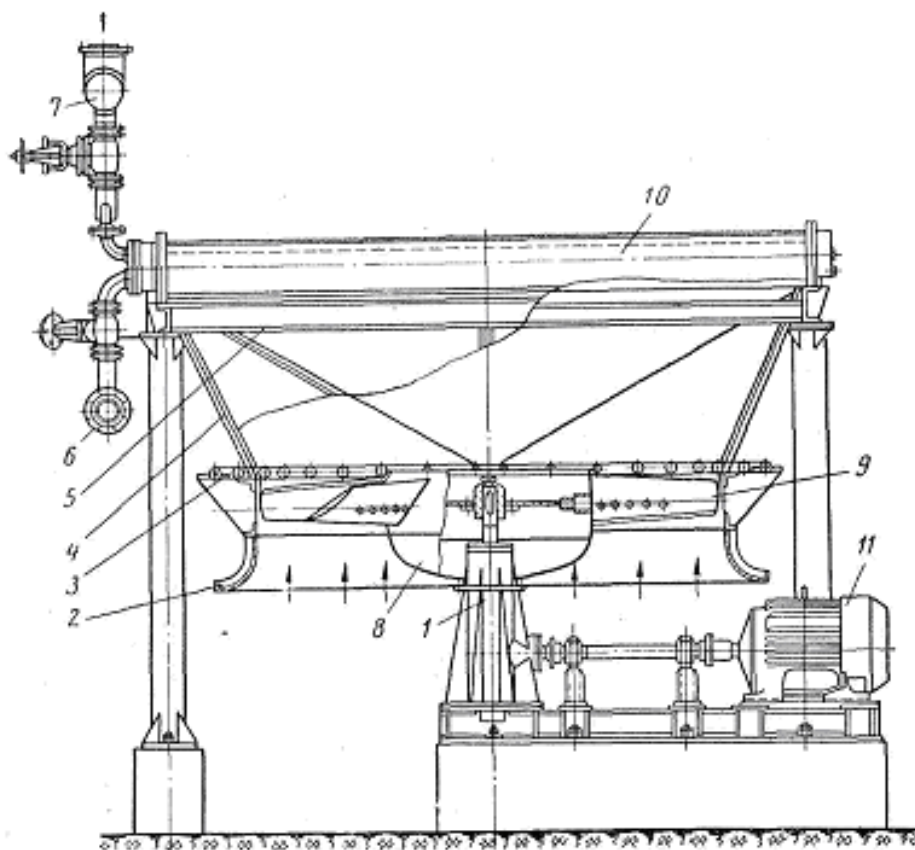


Рис. 5.21. Теплообменник воздушного охлаждения типа КВО-1300Г:
 1 – редуктор; 2 – коллектор вентилятора; 3 – трубчатая ферма; 4 – диффузор;
 5 – сварная рама; 6 – отводящий трубопровод; 7 – подводящий трубопровод;
 8 – осевой вентилятор; 9 – колесо вентилятора; 10 – трубный пучок;
 11 – электродвигатель

В воздушном конденсаторе происходит только конденсация паров, а до-охлаждение жидкости производится водой в кожухотрубном теплообменнике. В погружных конденсаторах наружная поверхность труб подвергается коррозии, что вынуждает к периодической очистке ее; это вызывает дополнительные расходы на градирню и приводит к засорению водоемов нефтепродуктами.

От всех этих недостатков свободны воздушные конденсаторы.

В табл. 5.1 представлены характеристики воздушных и погружных конденсаторов, используемых на установках термического крекинга.

Из данных табл. 5.1 видно, что при одинаковой теплопроизводительности и поверхности теплообмена воздушные конденсаторы и холодильники, по сравнению с погружными, более компактны, потребляют в три с лишним раза меньше энергии. Кроме того, их применение позволяет сократить протяженность сетей обратного водоснабжения.

Следует отметить также более простую систему автоматического регулирования воздушных конденсаторов.

Характеристики конденсаторов для установок термического крекинга

Параметры	Конденсаторы	
	погружной	воздушный
Теплопроизводительность, кДж/ч	16 750 000	16 750 000
Поверхность (по гладким трубам), м ²	400	400
Занимаемая площадь, м ²	31,3	16,4
Масса, кг	31200	13000
Масса на единицу поверхности, кг/м ²	78	50
Потребная мощность, кВт	68*	20**

Примечание: * на обратное водоснабжение; ** на привод вентилятора

Сравнение воздушных конденсаторов с кожухотрубными также не в пользу последних.

Энергетическим институтом Будапештского технического университета под руководством проф. Геллера разработан конденсатор для тепловых электростанций с воздушными теплообменниками Форго (рис. 5.22).

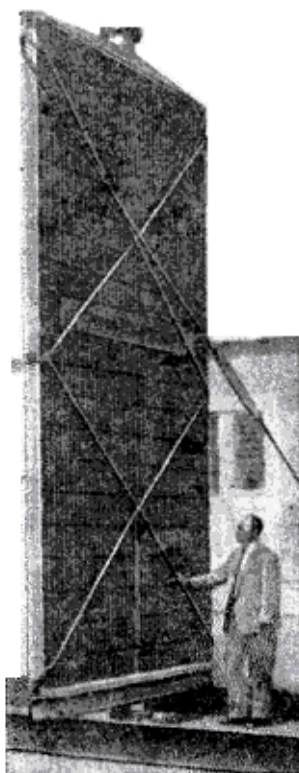


Рис. 5.22. Типовой элемент теплообменников Форго

Стандартные элементы теплообменников Форго сконструированы из алюминиевых трубок 15×1 мм, которые соединены с фигурными ребрами из листового алюминия толщиной 0,33 мм. Ребра насаживаются на трубки входную. Когда ребра одеты, через трубки протягивают грушеобразную оправку

(дорн), с помощью которой диаметр трубок несколько увеличивается и между телом трубок и ребрами образуется плотный контакт, обеспечивающий хорошую теплопроводность от трубок к ребрам.

Типовые элементы теплообменников Форго изготавливаются с поверхностью теплообмена от 55 до 1050 м². Сухую градирню-холодильник собирают из типовых элементов – до 180 элементов в одной градирне с поверхностью теплообмена до 200 тыс. м². Масса 1 м² типового элемента ~ 0,925 кг.

Применение алюминиевых теплообменников для конденсации и охлаждения нефтяных фракций вполне допустимо при вторичных процессах.

Также конденсаторы найдут широкое применение в безводных районах и в районах, где высока стоимость оборотной воды. Сухие градирни позволяют вести наблюдение за состоянием поверхностей теплообмена даже при их работе. В зимний период они не парят и не подвержены обледенению, поэтому такие градирни-конденсаторы могут сооружаться непосредственно на территории технологической установки.

На рис. 5.23 представлен воздушный холодильник с искусственной тягой.

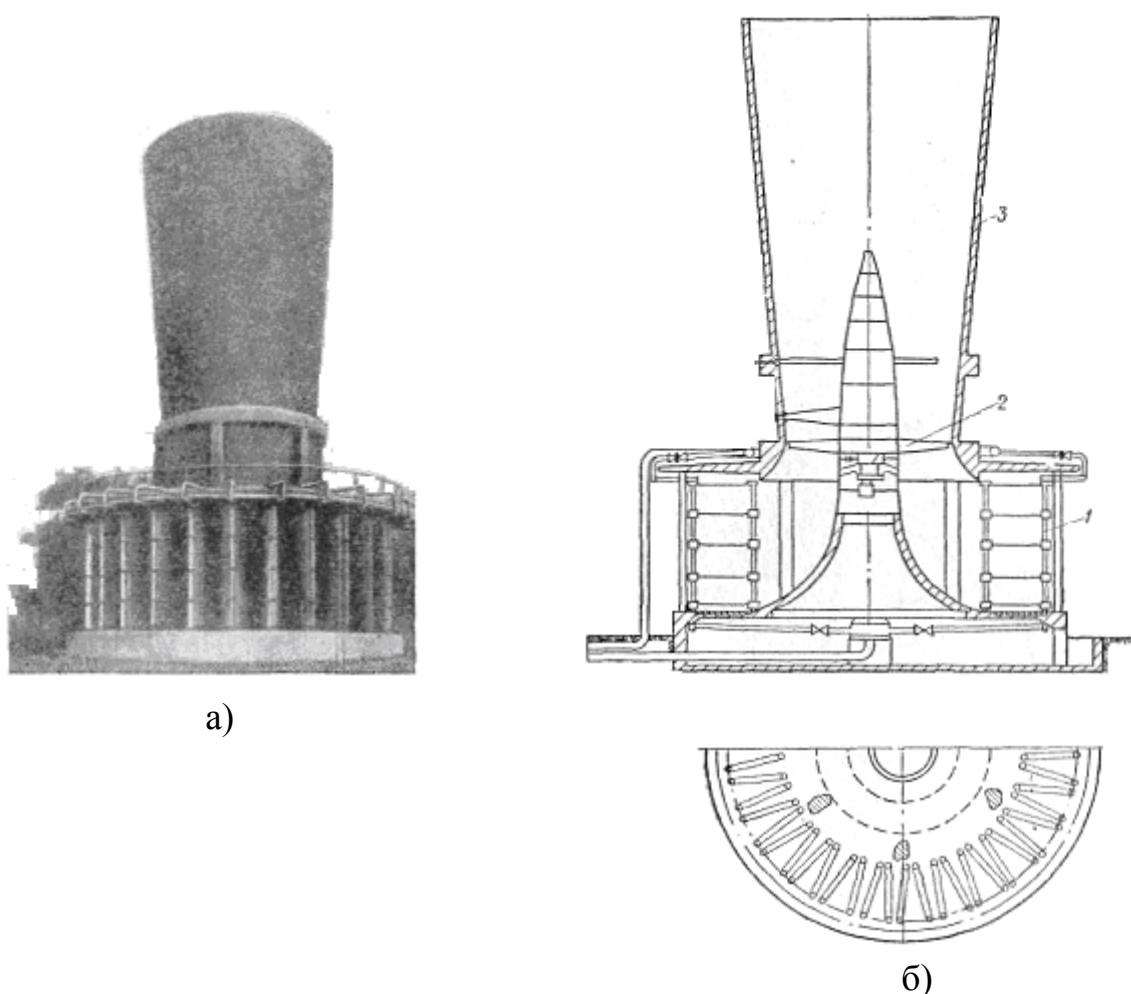


Рис. 5.23 Воздушный холодильник с искусственной тягой:

а) – общий вид холодильника; б) – холодильник в разрезе;

1 – теплообменник; 2 – вентилятор; 3 – диффузор

На рис. 5.24 показан способ монтажа пластин-ребер с алюминиевыми трубками.

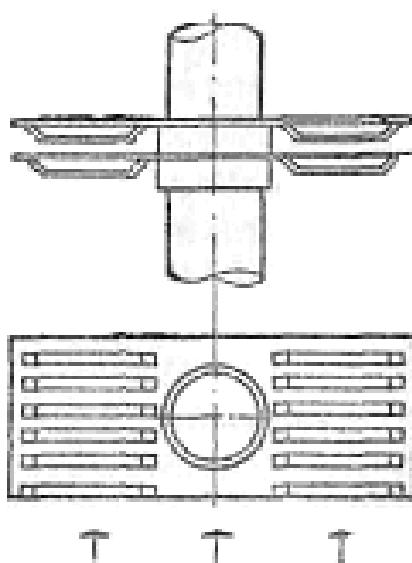


Рис. 5.24 Монтаж фигурных пластин-ребер

5.8. Конденсаторы смешения

Это наиболее простые и дешевые конденсаторы, в которых конденсирующийся пар и охлаждающая вода непосредственно смешиваются; при этом пары отдают свое скрытое тепло холодной воде, нагревают ее, а сами конденсируются.

Поскольку в конденсаторах этого типа конденсат смешивается с водой-хладагентом, сфера их применения ограничена пределами сжижения паров воды или паров жидкостей, не представляющих ценности.

В нефтепереработке для конденсации водяных паров, покидающих вместе с воздухом и углеводородными газами колонну вакуумной перегонки мазута, применяют барометрические конденсаторы – конденсаторы смешения, устанавливаемые на высоте столба жидкости, равной барометрическому давлению окружающего воздуха. Это делается для того, чтобы при глубоком вакууме (3–10 кПа) сконденсировавшаяся жидкость и вода не могли вернуться из отводящей трубы обратно в аппарат. На рис. 5.25 представлен барометрический конденсатор, установленный на блоке вакуумной перегонки мазута.

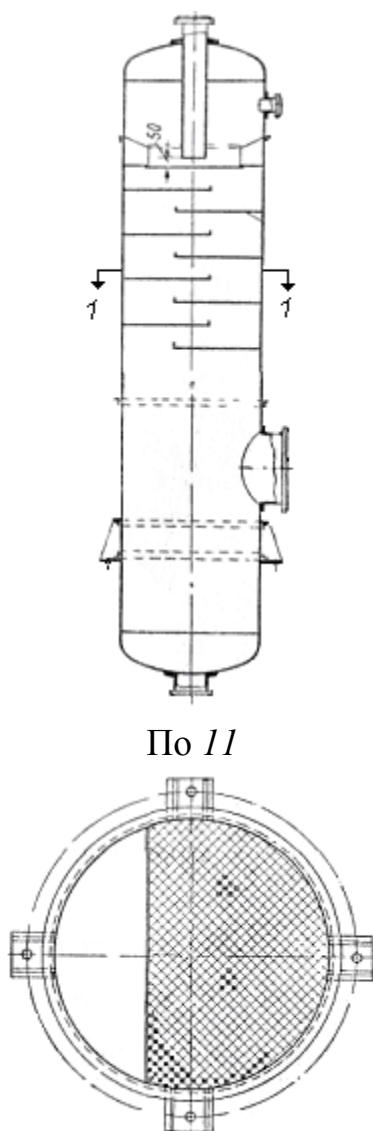


Рис. 5.25. Барометрический конденсатор

Газы переработки нефти, растворяясь в воде, отравляют ее. Такую воду нельзя сбрасывать в реку или другой водоем без предварительного обезвреживания. Это создает дополнительные затруднения при эксплуатации таких аппаратов и еще больше суживает сферу их применения.

ТЕМА 6

ПЕЧИ

6.1. Общие положения

В нефтеперерабатывающей промышленности при нагревании нефтяного сырья до высоких температур, необходимых для его переработки, применяются огневые трубчатые нагревательные печи.

В трубчатых печах нефтяное сырье проходит по печному змеевику с большой скоростью, благодаря чему обеспечиваются высокие коэффициенты теплопередачи. Малое время пребывания и небольшое количество сырья в змеевике позволяют нагревать его до сравнительно высоких температур без заметного разложения. Печной змеевик, составленный из труб, допускает высокое давление без существенного увеличения пожарной опасности. Эти преимущества трубчатых нагревателей способствовали быстрому внедрению их в нефтепереработку.

Первые трубчатые печи были кострового типа и представляли собой пучок труб, соединенных между собой в виде непрерывного змеевика и расположенных непосредственно над камерой горения. В этих печах наблюдалась значительная неравномерность обогрева отдельных труб; трубы нижних рядов испытывали высокую теплонапряженность и быстро выходили из строя (прогорали).

В дальнейшем появились печи конвекционного типа, в которых пучок труб, образующий печной змеевик, был защищен от излучения факела специальной стенкой, получившей название перевальной. Но и в конвекционных печах имели место прогары труб, так как температура топочных газов, поступающих в конвекционную камеру, очень высока. Снижение температуры топочных газов путем увеличения избытка воздуха оказалось неэффективным, так как к. п. д. печи при этом резко снижался, а избыточный кислород вызывал быстрое окисление металла труб.

Для понижения температуры дымовых газов применялась их рециркуляция, т. е. возвращение части уже охладившихся газов из боров в ту зону топочной камеры, где горение топлива уже завершено. В современных печах рециркуляция дымовых газов не применяется в связи с неэкономичностью этого способа и отказом от применения конвекционных печей.

Наиболее удачным способом понижения температуры дымовых газов оказалось экранирование топки, т. е. установка экранных труб в топочной камере.

Экранные трубы, получающие тепло главным образом за счет радиации факела и раскаленной кладки, первоначально выполняли вспомогательную

роль, а решающее значение имели так называемые конвекционные трубы, расположенные за перевальной стенкой и получающие тепло в основном за счет конвекции от дымовых газов. Впоследствии было установлено, что экранные трубы благодаря сравнительно равномерной тепловой нагрузке могут работать при более высоких средних тепловых напряжениях, чем конвекционные трубы. Поэтому экранные трубы (иначе называемые радиантными) приобрели решающее значение, а конвекционная секция труб стала играть второстепенную вспомогательную роль. Так появились радиантно-конвекционные, а затем радиантные печи.

Усовершенствование печей в основном шло в направлении достижения более равномерного распределения тепловых нагрузок по всей поверхности секции печного змеевика, допускающего более высокую среднюю теплонапряженность поверхности нагрева.

Равномерность распределения тепловых нагрузок достигалась путем изменения расположения экранов, устройства наклонных сводов, увеличения числа форсунок, установки однорядных экранов вместо двухрядных, а также путем применения экранов двустороннего освещения, увеличения поверхности лучеотражающей кладки, применения топок с беспламенным горением.

С целью уменьшения числа соединительных печных двойников в последнее время начинают строить печи с удлиненными трубами (длиной до 15–18 м).

Высокий к. п. д. современных трубчатых печей обеспечивается за счет использования тепла отходящих газов для предварительного подогрева воздуха, идущего на горение, а также за счет улучшения условий сжигания топлива при очень низких коэффициентах избытка воздуха. Для этого применяют подогрев воздуха и самого топлива, предварительное перемешивание газообразного топлива с воздухом, а также устанавливают форсунки в карборундовых муфелях.

6.2. Трубчатые печи

Разнообразные конструкции трубчатых нагревательных печей, применяемых на нефтеперерабатывающих установках, можно сгруппировать по следующим характерным признакам.

По теплопроизводительности:

- 1) печи низкой теплопроизводительности с полезной тепловой нагрузкой до 5 млн ккал/ч;
- 2) печи средней теплопроизводительности с полезной тепловой нагрузкой от 5 до 15 млн ккал/ч;
- 3) печи большой теплопроизводительности с полезной тепловой нагрузкой от 15 млн ккал/ч и выше.

По пропускной способности:

- 1) печи с низкой пропускной способностью – при перегонке нефти до 600 т/сутки, при крекинге мазута до 300 т/сутки;
- 2) печи со средней пропускной способностью – при перегонке нефти от 600 до 2500 т/сутки, при крекинге мазута от 300 до 1000 т/сутки;
- 3) печи с высокой пропускной способностью – при перегонке нефти от 2000 т/сутки и выше.

По типу поверхностей нагрева:

- 1) конвекционные печи, где преобладает передача тепла от дымовых газов к змеевику путем конвекции, относятся к устаревшим конструкциям и сохранились лишь на старых установках;
- 2) радиантно-конвекционные печи, у которых преобладающее значение имеет передача тепла радиацией, но конвекционные поверхности сохраняют еще большую долю (35–40 %) от всей поверхности нагрева;
- 3) радиантные печи, у которых передача тепла от дымовых газов к змеевику происходит в основном путем радиации (лучеиспускания) от раскаленных частиц топочных газов и стен. Здесь конвекционные поверхности носят чисто вспомогательный характер (предварительный нагрев сырья за счет тепла уходящих газов, пароперегреватели и воздухонагреватели), их доля составляет 10–15 %.

Это наиболее совершенные конструкции печей с высокими теплонапряжениями поверхностей нагрева (105–335 тыс. кДж/м²·ч).

По технологическому назначению:

- 1) перегонные печи, в которых происходит нагрев нефти и других продуктов для выделения дистиллятов, отгонки растворителей, вторичной перегонки бензинов, широких масляных дистиллятов и т. д.;
- 2) крекинг-печи – печи установок термического и каталитического крекинга, риформинг-установок и для специальных термических процессов;
- 3) печи установок для контактной обработки масел.

По давлению в конце змеевика:

- 1) атмосферные печи, в которых давление потока сырья в конце змеевика печи не превышает 0,05–0,35 МПа;
- 2) вакуумные печи, где абсолютное давление на выходе из печи ниже атмосферного (в пределах 0,03–0,06 МПа). Обычно к вакуумным печам относятся и печи, обслуживающие вакуумные колонны, даже в том случае, когда давление на выходе из печи выше атмосферного;
- 3) печи высокого давления с давлением на выходе из печи, достигающим 2–4 МПа.

По числу топочных камер:

- 1) однокамерные – с одной топочной камерой;
- 2) двухкамерные – с двумя топочными камерами;

3) многокамерные – с тремя и большим количеством камер; наибольшее распространение имеют однокамерные и двухкамерные печи.

По числу сырьевых потоков:

1) однопоточная – нагреваемый продукт проходит через один непрерывный змеевик;

2) двухпоточная – в одной печи смонтированы два совершенно самостоятельных змеевика, по которым проходит одинаковое сырье или два различных продукта.

Собственно змеевик печи как в первом, так и во втором случаях может быть одно- и двухтрубным.

По форме камеры сгорания:

1) коробчатые печи – топочные камеры выполняются прямоугольной формы (в плане);

2) цилиндрические печи вертикальные и горизонтальные – топочные камеры имеют форму цилиндра; эти печи на наших заводах не применяются.

Основную массу печей на нефтеперерабатывающих заводах страны составляют коробчатые, радиантно-конвекционные и радиантные, одно- и двухкамерные однопоточные печи.

Рассмотрим конструкции трубчатых печей. Гипронефтезаводом разработаны радиантные двух- и односкатные печи с наклонными потолками. По теплопроизводительности печи рассчитаны на $Q_{\text{полезн}}$, равное 20, 30, 37,5, 55, 67 и 165 млн кДж/ч.

Эти печи строятся для всех современных технологических установок с разнообразными змеевиками. Для всего многообразия этих печей принимаются одинаковые конструктивные элементы. Поэтому достаточно остановиться на описании печи с теплопроизводительностью 67 млн кДж/ч (рис. 6.1), которая состоит из следующих элементов:

- змеевика печи, изготовляемого из крекинговых труб, соединенных между собой коробчатыми двухтрубными двойниками;
- двух камер сгорания и конвекционной шахты;
- боровов отходящих дымовых газов;
- двух воздухоподогревателей, расположенных на боровах у дымовой трубы;
- каналов для подачи нагретого воздуха в камеру сгорания;
- приборов для сжигания жидкого и газообразного топлива.

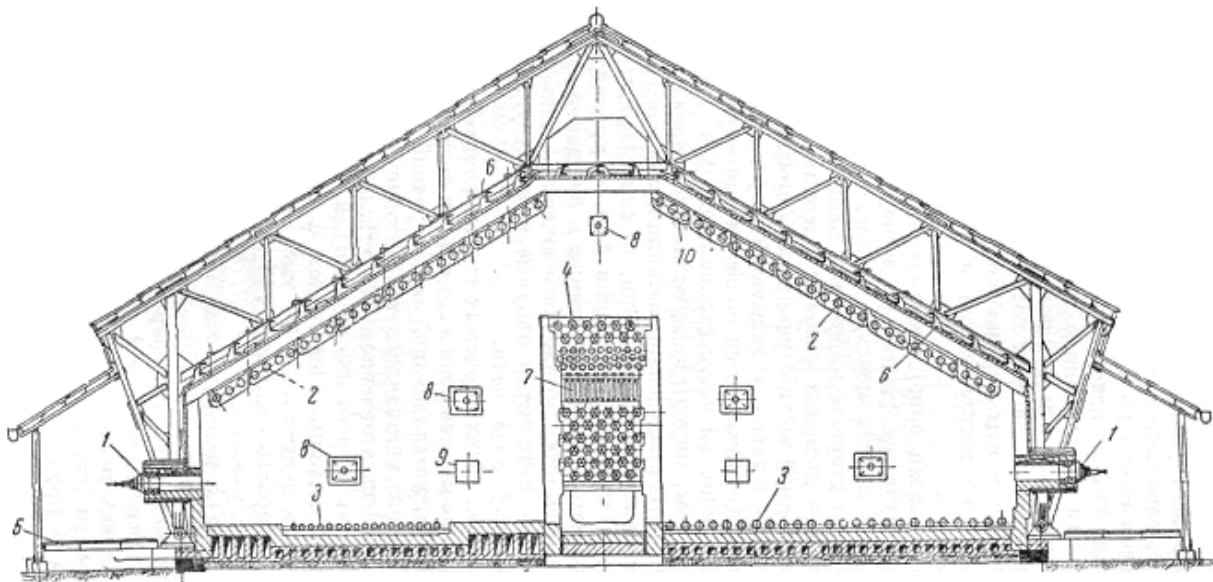


Рис. 6.1. Двухкамерная трубчатая печь с наклонным сводом:

- 1 – форсунки; 2 – потолочные экраны; 3 – подовые экраны; 4 – конвекционная секция; 5 – площадка для обслуживания форсунок; 6 – подвеска из 18 кирпичей; 7 – пароперегреватель; 8 – смотровое окно; 9 – предохранительное окно; 10 – трубная подвеска

Однопоточный змеевик печи состоит из нескольких секций, служащих для нагревания сырья. В конвекционной камере располагаются секции предварительного нагрева и пароперегреватель.

Подовые экраны являются, как правило, секциями последующего нагрева, а потолочные экраны — секциями окончательного нагрева.

Общая поверхность нагрева зависит от конструкции змеевика печи и его технологического назначения. От этих же условий зависит и схема движения сырья по змеевику.

Металлический каркас печи состоит из пяти сварных наклонных рам с переменным направлением подкосов, которые с помощью шарнирных плит крепятся к фундаменту. Нагрузки от потолочного экрана змеевика и от свода печи воспринимаются фермами каркаса и через шарнирные плиты передаются на фундамент. Стены печи никаких нагрузок не воспринимают и несут нагрузку только от собственного веса.

Нагрузка от конвекционной части змеевика и пароперегревателя воспринимается трубными решетками и передается на фундамент.

Здесь, как и в других печах, металлоконструкции устанавливаются с наружной стороны кирпичной кладки и поэтому не подвергаются действию дымовых газов и высоких температур.

К нижней наклонной части стропильной фермы крепятся подвески потолочного экрана, а также укладываются продольные швеллерные балки, к которым прикрепляются подвески для кирпича свода печи.

На верхней наклонной части стропильной фермы укладываются швеллерные прогоны, по которым настилается кровля.

У обеих фронтовых стен сделаны металлические навесы для защиты персонала, обслуживающего форсунки, от атмосферных осадков.

Вдоль боковых стен на расстоянии 1 м от уровня потолочных экранов сделаны металлические лестницы и площадки для обслуживания (чистки и ремонта) потолочного экрана.

Подовый экран печи через опорные столики укладывается на огнеупорную кладку пода печи.

Борова отходят с обеих торцовых сторон конвекционной шахты, проходят вдоль боковых стен печи и подходят к металлической конической дымовой трубе, установленной на поперечной оси печи (рис. 6.2).

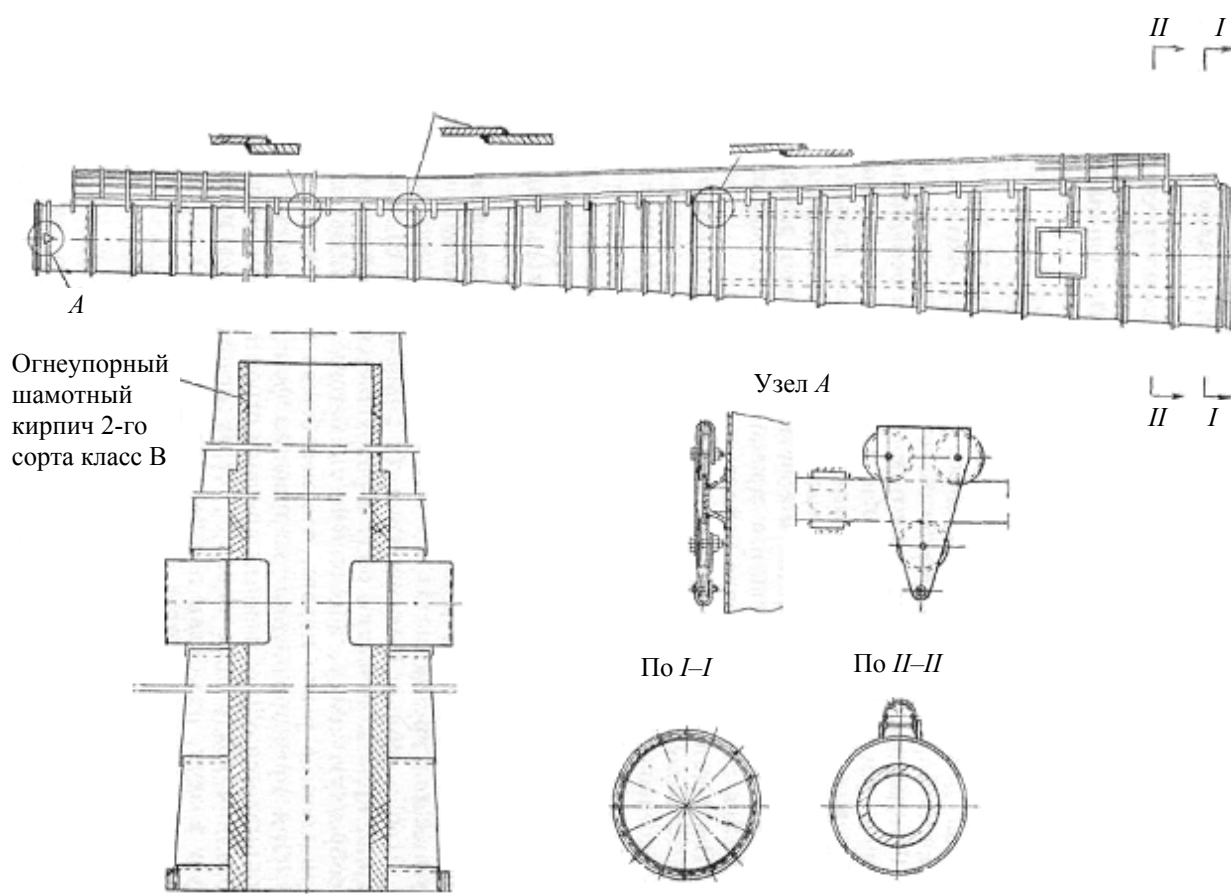


Рис. 6.2. Общий вид стальной дымовой трубы

На каждом борове устанавливается по одному трубчатому подогревателю воздуха, изготовленному из стальных труб 60x2 мм, с поверхностью нагрева 385 м² каждый. Центробежные вентиляторы № 6,5 устанавливают рядом с воздухоподогревателем. Производительность вентилятора 20 тыс. м³/ч, статический напор 68 мм вод. ст., скорость вращения 730 об/мин, мощность электродвигателя 8 кВт.

Наружный воздух направляется вентилятором в воздухоподогреватель, нагревается там до 140–150 °С и по подземному каналу направляется к четырнадцати форсуночным коробам. В каждом коробе устанавливается по одной газонефтяной форсунке.

В боковых стенах расположено по два предохранительных окна и по пяти смотровых окна, через которые ведется наблюдение за состоянием труб печи в процессе эксплуатации.

В конвекционной шахте вместо боковых стен устраиваются металлические коробки, в которых располагаются печные двойники конвекционной части змеевика.

Коробки закрываются металлическими дверями. Такие же коробки устроены вдоль потолочных и подовых экранов для соответствующего расположения двойников. Ко всем коробкам подведена паровая линия пожаротушения диаметром 50 мм.

В ряде технологических установок при незначительных тепловых нагрузках применяются односкатные печи. Такая печь представляет собой половину двухскатной печи. Все элементы и детали печей нормализованы.

1. *Каркас* двухскатных печей с наклонными потолками состоит из пяти и более рамных ферм, фундаментные опоры которых состоят из монолитных стальных плит, шарнирно соединенных со стойками ферм. Шарнирные плиты в свою очередь с помощью анкерных болтов крепятся к фундаменту.

При сооружении больших двухскатных печей с наклонными потолками и значительным пролетом ферм необходимо учитывать тепловые расширения последних, так как их линейное удлинение достигает 10–15 мм. Такие удлинения не могут быть компенсированы за счет изгиба стоек в вертикальном направлении, как это имеет место в коробчатых печах с небольшим пролетом ферм. Лишь шарнирное закрепление стоек каркаса дает возможность последним свободно отклоняться от своего вертикального положения и компенсировать таким образом линейные удлинения при нагревании каркаса.

К фермам каркаса крепятся трубные подвески и кронштейны для подвески кирпича. Таким путем нагрузка от веса труб печи и от обмуровки передается на каркас печи. Поэтому каркас печи получается металлоемким и тяжеловесным.

С увеличением полезной тепловой нагрузки печи снижается удельный расход металла на 1 млн ккал/ч переданного тепла.

2. *Кладка и подвесной свод.* Кладка печи должна выполняться из материалов, достаточно стойких при высоких температурах и обеспечивающих минимальные потери тепла. Для внутренней кладки обычно применяют шамотный кирпич классов А, Б и В (ГОСТ 390-54) со следующей огнеупорностью (не ниже): класс А – 1730 °С, класс Б – 1670 °С, класс В – 1580 °С.

Стандартный огнеупорный кирпич имеет правильную форму, обеспечивающую в пределах установленных допусков кладку стен со швами толщиной не более 3 мм. Этим условиям удовлетворяет кирпич со следующими допусками для линейных размеров: по длине $\pm 5\%$, по ширине $\pm 2\%$, по высоте $\pm 1\%$. Временное сопротивление сжатию должно быть не ниже 9 МПа.

Боковые стены печей и потолочный свод выполняют из огнеупорного кирпича класса Б, а перевальную стену – из кирпича класса А.

Подвесной свод собирают насухо из фасонных кирпичей, подвешиваемых на специальных чугунных подвесках (рис. 6.3).

Огнеупорную кладку стен проводят на шамотном растворе, состоящем из 30 % огнеупорной сухой глины и 70 % шамотного порошка по объему.

Фасонные шамотные изделия должны удовлетворять следующим требованиям.

Огнеупорность, °С, не ниже	1670
Временное сопротивление сжатию, МПа, не менее	10
Дополнительная линейная усадка после повторного нагрева в течение двух часов при $t = 1350\text{ }^{\circ}\text{C}$, %, не более.....	3
Объемная пористость, %	15–28
Относительная плотность.....	1,3
Термостойкость по отношению к резким температурным перепадам при $850\text{ }^{\circ}\text{C}$ и водяном охлаждении:	
Стрела прогиба, мм, не выше	2
Остальные допуски	по ГОСТ 390-54

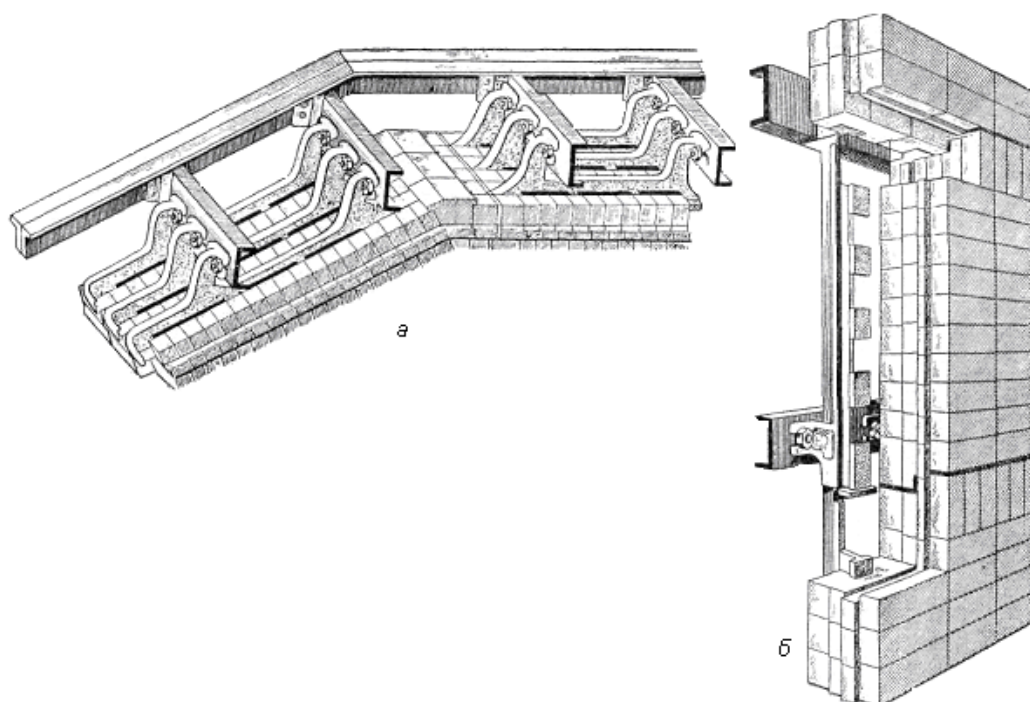


Рис. 6.3. Сборка фасонного кирпича трубчатой печи на подвесках:
а – свода; б – вертикальных стен

Для устройства пода печи непосредственно на бетонную поверхность фундамента укладывают нормальный строительный красный кирпич. Сверху на него на шамотном растворе укладывают стандартный огнеупорный кирпич класса В, являющийся подом печи.

На поверхности стен со стороны камеры сгорания накладывают в два приема шамотный раствор. С наружной стороны стены покрывают изоляционными плитами, по которым укладывают металлическую обшивку.

Наружную поверхность потолочного свода печи заливают раствором огнеупорной глины с шамотным порошком и асбестом слоем 10–20 мм. В процессе сушки, когда температура в печи достигает 150–200 °С, наливают второй такой же слой, а затем, когда высохнет изоляция, наносят третий слой. Общая толщина всей изоляции должна быть доведена до 50 мм.

У боровов печи наружные стены выкладывают из красного, а внутренние из огнеупорного кирпича класса В.

Для обмуровки двухскатных печей с наклонными потолками применяют до 80 типоразмеров фасонных кирпичей. Большое количество типоразмеров очень затрудняет изготовление фасонных кирпичей и особенно сборку стен и потолочных сводов.

В практике нефтеперерабатывающей промышленности для обмуровки печей получил распространение легковесный пено-шамотный кирпич, объемный вес которого в 6–8 раз меньше нормального, при этом теплопроводность при 800 °С достигает 0,8 кДж/м·ч·°С. Применение легковесных огнеупорных изделий уменьшает вес металлоконструкций и значительно снижает потери тепла в окружающую среду.

3. *Обшивка.* Наружную поверхность стен после покрытия их тепловой изоляцией обшивают листовой сталью или асбофанерой. Такая обшивка предохраняет от разрушения тепловую изоляцию, а следовательно, и стены. Металлическую обшивку, как и каркас печи, после окончания всех монтажных работ окрашивают огнеупорными красками (кузбаслак и др.).

4. *Трубные решетки и подвески.* Наружные концы печных труб как конвекционной, так и радиантной секций укладывают в трубных решетках, закрепленных к каркасу печи. Опорами для труб внутри печи служат подвески для радиантных труб и трубные решетки для конвекционных труб.

Трубные решетки делятся на группы: а) решетки радиантной секции, устанавливаемые в торцах печи (рис. 6.4а); решетки конвекционной секции, устанавливаемые в торцах печи (рис. 6.4б) или в середине (рис. 6.4в).

В зависимости от количества опирающихся радиантных труб решетки делятся на двух-, трех-, четырех-, пяти- и шеститрубные.

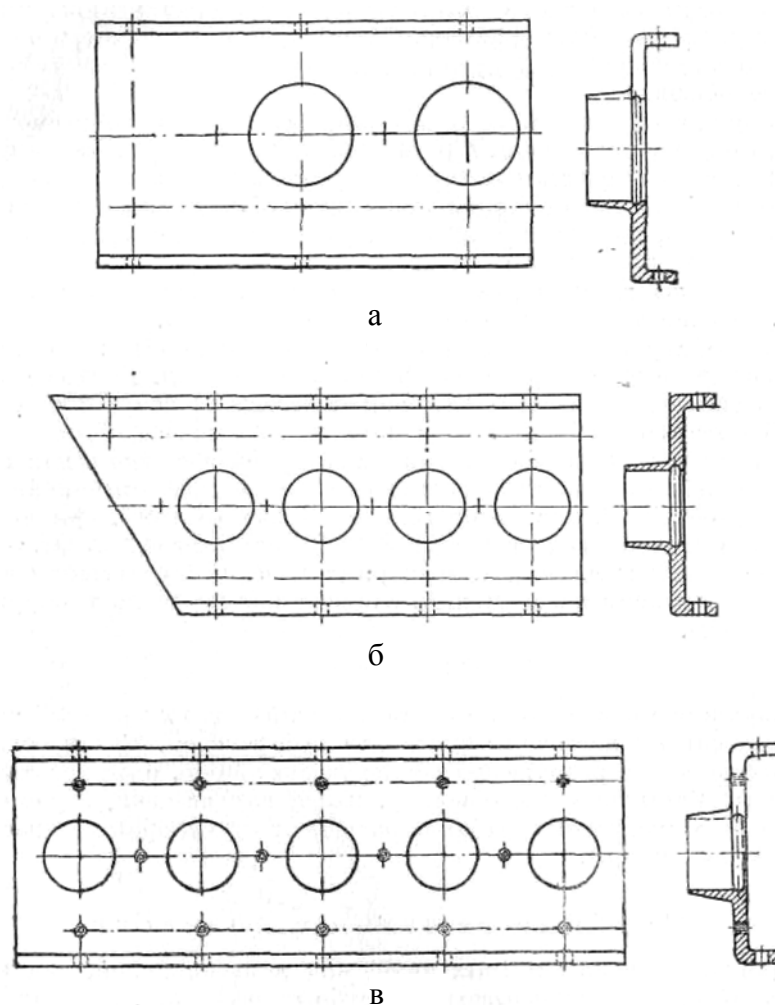


Рис. 6.4. Трубная решетка:

а – на две трубы; б – на четыре трубы (левая и правая); в – на пять труб

Решетки для конвекционных камер делают и для крайних опор, и для промежуточных. Все решетки для крайних опор с наружной стороны имеют крючья, с помощью которых на их поверхности удерживается изоляция.

Внутренние подвесные опоры труб потолочного экрана продуктового змеевика омываются дымовыми газами, температура которых может достигать до 1100 °С.

5. Печные трубы. Наиболее ответственной частью нагревательной печи является трубчатый змеевик, в котором происходит нагрев сырья до 500–600 °С в зависимости от технологического процесса. Находясь в зоне высоких температур в печи, трубы воспринимают большое количество тепла при значительном теплонапряжении и передают его продукту, проходящему внутри змеевика.

При выборе материала труб нужно прежде всего учитывать разность температур при передаче тепла через ряд тепловых сопротивлений. Наружная поверхность трубы воспринимает тепло от дымовых газов как путем конвекции, так и особенно путем радиации. Все воспринятое тепло передается потоку неф-

тепродукта, проходящего внутри трубы. Скорость движения продукта по сечению трубы неравномерна, и чем ближе к пограничному слою, тем она меньше. Благодаря этому на внутренней поверхности трубы образуется довольно устойчивая пленка, затрудняющая теплопередачу от внутренней стенки трубы к потоку продукта. Вследствие этого температура пленки и стенки трубы выше температуры основного потока.

Высокая температура пленки ведет к разложению продукта и коксообразованию в трубах печи, чем еще в большей степени затрудняется теплопередача. Это в свою очередь ведет к повышению температуры стенки трубы.

Так, при температуре нефтепродукта 490 °С и чистой трубе температура наружной стенки трубы будет ~525 °С, а при слое кокса толщиной 3 мм – ~635°С. Температура стенки трубы будет повышаться с увеличением слоя кокса и может достигнуть температуры топочного пространства. Чем выше температура стенки трубы, тем интенсивнее идет отложение кокса, которое в конечном итоге приведет к закупорке трубы или к ее прогару.

В наиболее жестких условиях работают трубы печей установок термического крекинга. Высокая температура и окислительная среда приводят к образованию окалины (окислению), толщина которой в некоторых случаях достигает 3 мм. Уменьшение толщины стенок труб из-за образования окалины, высокая температура стенки труб из-за снижающейся все время теплопроводности, высокое давление внутри труб ведут к ползучести металла (крипу), при этом трубы как бы раздуваются, а их диаметр увеличивается.

Крипоустойчивостью металла называется нагрузка (в кг/мм²), которую может выдержать данный металл при высокой температуре, не превышая при этом определенной величины удлинения. Крипоустойчивость часто выражают нагрузкой, которую выдерживает металл, давая при этом удлинение не более чем на 1 % от длины образца за 10 тыс. или за 100 тыс. часов.

Для неагрессивной среды можно применять трубы из мягкой углеродистой стали (марок 0,8; 10; 15) при температурах стенки трубы не более 475 °С. Для всех других условий должны применяться трубы из легированной стали.

Предельная температура, при которой трубы длительно работают без заметного окисления, равна 675 °С.

При выборе печных труб должны быть также учтены места их расположения в змеевике печи, поскольку тепловое напряжение неодинаково для различных элементов секций змеевика.

В наиболее тяжелых условиях находятся трубы радиантной секции змеевика печи. Известно, что радиация между двумя поверхностями зависит от разности температур в четвертой степени, качества материала и состояния его поверхности.

Все тепло радиации, излучаемое пламенем, воспринимается радиантной поверхностью труб как непосредственно от пламени, так и будучи отраженным от кладки печи. При этом распределение тепловой нагрузки по окружности труб будет неравномерным. Для труб потолочного экрана максимальная тепловая нагрузка будет приходиться на нижнюю образующую трубы. Боковые участки трубы, затененные соседними трубами, получают значительно меньшее количество тепла от прямой радиации топочного пространства, а участки верхней образующей совсем не получают тепла от прямой радиации топки. Поэтому наблюдается неравномерное распределение температур в теле трубы и, как следствие, неравномерное расширение волокон. Дополнительные термические напряжения, возникающие в результате разности температур в металле трубы, достигают 5 МПа, что должно быть обязательно учтено при выборе материала труб.

В конвекционной же части змеевика печи, где передача тепла от дымовых газов по омываемым ими трубам происходит равномерно по всей поверхности трубы, нет предпосылок для возникновения дополнительных термических напряжений.

При выборе материала печных труб нужно руководствоваться также тепловым напряжением отдельных участков змеевика печи. Чем выше тепловое напряжение того или иного участка змеевика печи, тем криптоустойчивей должен быть материал труб.

ТЕМА 7

ОБОРУДОВАНИЕ ДЛЯ ПЕРЕМЕЩЕНИЯ ЖИДКОСТЕЙ И ГАЗОВ

7.1. Насосы

Насосы – машины, предназначенные для сжатия жидкостей и их перемещения по трубопроводам. Они широко применяются в химической и нефтехимической отраслях промышленности, где множество производственных процессов связано с транспортировкой по трубопроводам различных жидкостей.

Элементарная схема насосной установки изображена на рис. 7.1. Она включает насос 1 с приводом 2, всасывающий трубопровод 3, соединяющий насос с местом отбора жидкости из приемной емкости 4, напорный трубопровод 5, по которому жидкость подводят к месту назначения, и напорный резервуар 6. При перекачивании загрязненных жидкостей на конце всасывающего трубопровода иногда монтируют сетчатый фильтр 7.

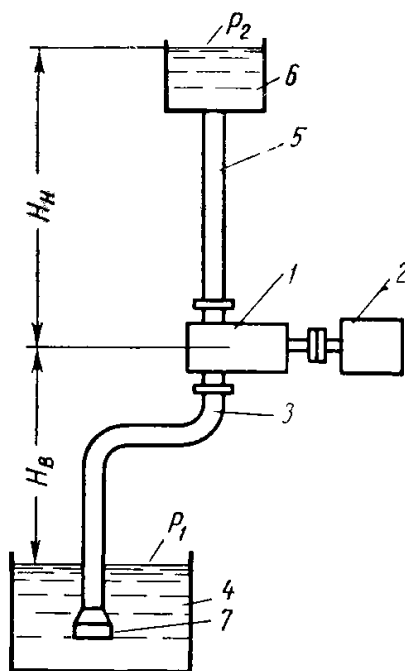


Рис. 7.1. Схема простейшей насосной установки

Приводом насоса, в зависимости от экономической и производственной целесообразности, служат в основном электродвигатели и значительно реже двигатели других типов. Механическая энергия от двигателя к насосу может передаваться непосредственно или через передаточные механизмы. В первом случае вал двигателя соединяют с валом насоса муфтой, а иногда насос и двигатель

имеют общий вал. В качестве передаточных механизмов в насосных установках применяют редукторы, ременные передачи, а в отдельных случаях и гидротрансформаторы.

Основными параметрами, характеризующими работу насосов независимо от их принципа действия, являются: производительность, напор, расход энергии и коэффициент полезного действия.

Производительность насоса Q – объемное количество жидкости, подаваемое насосом в напорный трубопровод в единицу времени, которая измеряется в $\text{м}^3/\text{с}$; $\text{м}^3/\text{мин}$; $\text{м}^3/\text{ч}$; $\text{л}/\text{с}$, $\text{л}/\text{мин}$.

Напор H характеризует собой избыточную энергию, сообщаемую жидкости в насосе и численно равную потенциальной энергии вертикального столба жидкости высотой H_n (рис. 7.1).

Всасывание жидкости насосом осуществляется под действием разности внешнего давления p_1 и давления в насосе p_n . Чтобы всасывание происходило, давление p_n должно быть больше давления насыщенных паров перекачиваемой жидкости при данной температуре. Обычно высота всасывания при перекачивании холодных жидкостей не превышает 5–6 м, а при перекачивании горячих или вязких жидкостей она значительно снижается. В последнем случае жидкости подводят к насосу под некоторым избыточным давлением.

В зависимости от принципа действия различают насосы поршневые, центробежные, осевые, ротационные, вихревые, струйные.

В промышленности наибольшее распространение получили центробежные и поршневые насосы. Насосы других типов используются сравнительно редко.

7.1.1. Поршневые насосы. В поршневых насосах вытеснение жидкости из замкнутого пространства производится путем возвратно-поступательного движения поршня.

На рис. 7.2 показана принципиальная схема поршневого насоса, состоящего из двух основных частей: гидравлической и приводной.

Гидравлическая часть, предназначенная для перекачки жидкости, состоит в основном из цилиндра 1, в котором движется возвратно-поступательно поршень 2 со штоком 11, и клапанов 3 и 4, помещенных в специальные клапанные коробки. Всасывающий клапан 3 отделяет внутреннюю полость насоса от всасывающего трубопровода 5, а нагнетательный клапан 4 – от нагнетательного трубопровода 6.

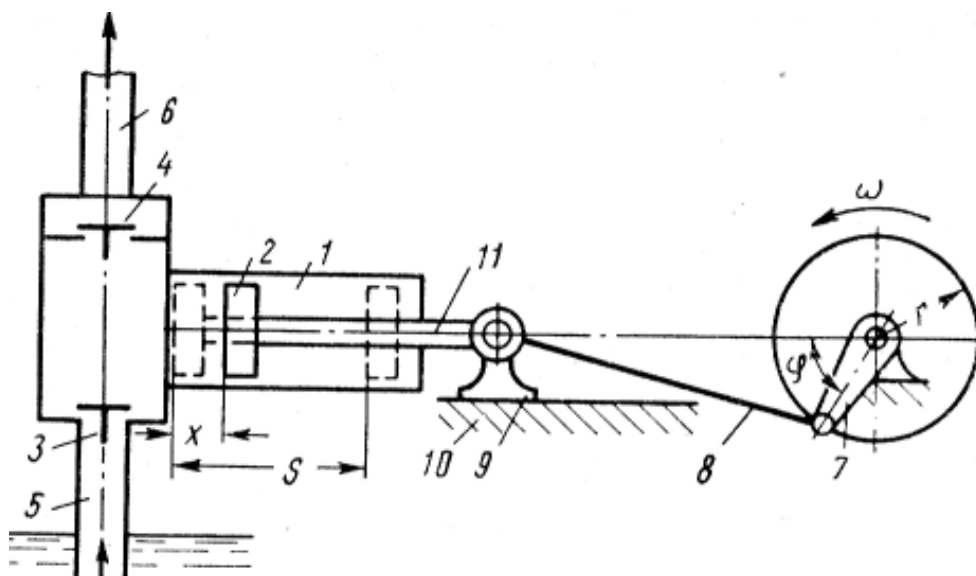


Рис. 7.2. Схема поршневого насоса одинарного действия

Приводная часть насоса служит для передачи энергии от двигателя к поршню. Она состоит в большинстве случаев из кривошипно-шатунного механизма, включающего кривошип 7, шатун 8, ползун 9 и направляющие 10 для ползуна. Кривошип 7 жестко посажен на вал двигателя или редуктора и вращается вместе с ним. Кривошип шарнирно соединен с шатуном 8, который также шарнирно связан с ползуном 9. При вращении кривошипа шатун 8 перемещает ползун 9 в направляющих 10 назад и вперед. Благодаря этому совершает возвратно-поступательное движение и поршень 2, связанный с ползуном штоком 11.

Поршневой насос работает следующим образом. При движении поршня вправо жидкость заполняет всасывающий трубопровод 5 и под действием возникающего в цилиндре разрежения приподнимает клапан 3 и заполняет внутреннюю часть цилиндра. При движении поршня влево давлением жидкости закрывается клапан 3 и открывается клапан 4; жидкость движущимся поршнем вытесняется из цилиндра в нагнетательный трубопровод 6. При этом движение поршня оказывается неравномерным: его скорость непрерывно изменяется от нуля в крайних положениях до максимального значения в среднем положении. Процесс поступления жидкости по всасывающему трубопроводу в насос и вытеснения ее из насоса в напорный трубопровод повторяется в течение всего времени работы насоса, обеспечивая непрерывное поступление жидкости к месту назначения.

Насос, представленный на рис. 7.2, подает жидкость один раз за один полный оборот кривошипа. Подобные насосы называются насосами простого или одинарного действия.

Кроме насосов одинарного действия, в промышленности нашли широкое использование поршневые насосы многократного действия, в которых за один

полный оборот кривошипа жидкость подается в напорный трубопровод два и большее число раз. В соответствии с этим они называются насосами двойного, тройного, четверного и т. д. действия.

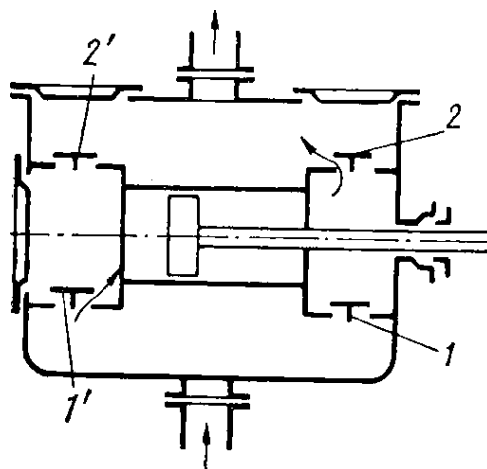


Рис. 7.3. Поршневой насос двойного действия

В поршневом насосе двойного действия (рис. 7.3) четыре клапана (по два с каждой стороны): два всасывающих 1 и 1' и два нагнетательных 2 и 2'. При движении поршня вправо в левой части цилиндра этого насоса происходит всасывание, в правой — нагнетание. При обратном движении поршня, наоборот, справа происходит всасывание, слева — нагнетание.

Насос тройного действия представляет собой агрегат, составленный из трех насосов простого действия, которые работают от одного коленчатого вала и на один напорный трубопровод. Кривошипы закрепляют на валу под углом 120° друг к другу. Благодаря этому в каждом из трех насосов агрегата циклы всасывания и нагнетания не совпадают и жидкость подается в напорный трубопровод равномернее, чем одним насосом одинарного действия.

Насос четверного действия представляет собой агрегат из двух насосов двойного действия, также работающих от одного вала на общие всасывающий и напорный трубопроводы. Кривошипы отдельных насосов в этом случае располагают на коленчатом валу под углом 90° друг к другу.

Часто в поршневых насосах вместо дискового поршня используют плунжер цилиндрической формы (скалку). Насосы с подобным рабочим поршнем называют плунжерными (или скалчатыми). Плунжерные насосы применяются в основном при перекачивании жидкостей под большим давлением, так как плунжер имеет лучшее уплотнение, чем дисковый поршень.

Один из типов плунжерных насосов — дифференциальный плунжерный насос показан на рис. 7.4. Этот насос имеет два клапана (всасывающий 1 и нагнетательный 2) и две камеры (рабочую 4 и дополнительную 5). Камеры соединены между собой напорным коленом 3. При движении плунжера 7 вправо (по

чертежу) в камере 4 происходит всасывание, и она заполняется жидкостью. При обратном движении плунжера всасывающий клапан закрывается и жидкость через открывающийся в это время нагнетательный клапан 2 поступает в напорное колено 3. Часть жидкости остается в этом колене и дополнительной камере 5, а другая часть вытесняется в напорный трубопровод 6. При повторном движении плунжера вправо в камере 4 опять происходит всасывание жидкости, а жидкость, находящаяся в дополнительной камере, вытесняется в нагнетательный трубопровод 6.

Таким образом, в дифференциальном насосе всасывание производится один раз за оборот коленчатого вала, а нагнетание – дважды. Благодаря этому достигается более равномерная подача жидкости в нагнетательный трубопровод, чем в насосе простого действия.

Корпусы насосов отливают чаще всего из чугуна, углеродистой или легированной стали, а затем подвергают соответствующей механической обработке. При очень больших давлениях применяют кованные стальные корпуса, в которых рассверливают необходимые камеры, отверстия и т. д.

Клапаны поршневых насосов предназначены для своевременного периодического отделения рабочей камеры насоса от всасывающего и нагнетательного трубопроводов. От работы клапанов во многом зависит к. п. д. насоса. В современных насосах используются в основном самодействующие клапаны, которые приводятся в действие давлением протекающей жидкости.

На рис. 7.5а показан наиболее часто используемый тарельчатый самодействующий клапан. В этом клапане тарелка 1 прикрывает отверстие в седле клапана 2. Седло клапана ввинчивается в клапанную коробку. Под действием пружины (или силы тяжести тарелки) тарелка плотно прижимается к седлу. При повышении давления жидкости в клапанной коробке тарелка 1 приподнимается и жидкость через образовавшийся зазор поступает в нагнетательный трубопровод. Рабочие поверхности тарелки и седла тщательно притираются друг к другу.

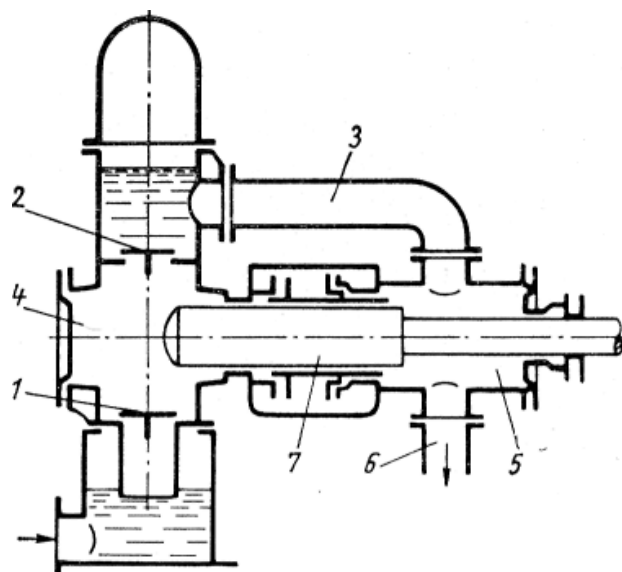


Рис. 7.4. Схема дифференциального плунжерного насоса

Используются в насосах и кольцевые клапаны, которые отличаются от тарельчатых клапанов тем, что в них тарелка заменена кольцом, располагающимся над кольцевой щелью в седле клапана (рис. 7.5б).

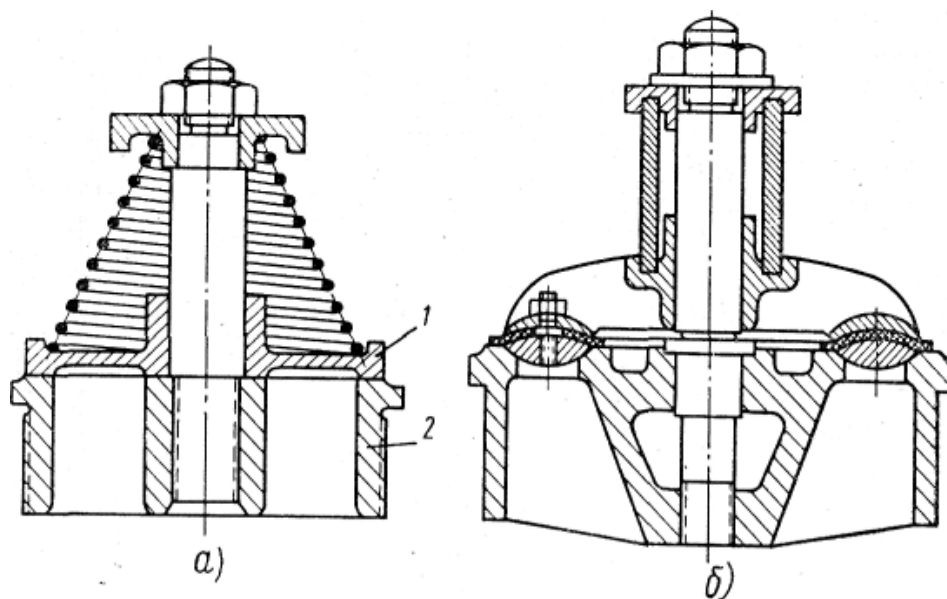


Рис. 7.5. Клапаны поршневых насосов

а) тарельчатый; б) кольцевой

В насосах большой производительности применяют групповые клапаны, состоящие из нескольких отдельных односторонних клапанов, устанавливаемых в одной общей клапанной камере. Клапаны изготавливают из бронзы, стали и реже из чугуна.

Поршни насосов изготавливают из чугуна или стали. Для уплотнения поршня в цилиндре на нем устанавливают в проточках пружинящие металлические кольца или манжеты (кожаные или резиновые). Кольца выполняют разрезными, чтобы иметь возможность завести их в проточку поршня. В свободном состоянии диаметр колец несколько больше внутреннего диаметра цилиндра, и благодаря своей упругости они плотно прижимаются к стенкам цилиндра, когда поршень введен внутрь цилиндра. Кольца изготавливаются из чугуна более мягкого, чем материал цилиндра.

Плунжеры имеют форму цилиндров большой длины. Уплотнение плунжеров обеспечивается сальником, установленным снаружи цилиндра. Плунжеры изготавливают из чугуна или стали.

Воздушными колпаками поршневые насосы снабжаются с целью увеличения равномерности подачи жидкости в напорный трубопровод и смягчения гидравлических ударов. Последние возникают потому, что скорость поршня, приводимого в движение с помощью кривошипно-шатунного механизма, изме-

няется по синусоиде. Жидкость безотрывно следует за поршнем, поэтому подача насоса изменяется в соответствии с законом движения поршня. Сущность действия воздушного колпака заключается в том, что воздух, содержащийся в колпаке, сжимается при увеличенной подаче насоса и колпак принимает излишний объем жидкости, а при уменьшенной подаче насоса воздух расширяется и выталкивает в трубопровод дополнительное количество жидкости. Благодаря этому, во-первых, выравнивается давление жидкости в напорном и всасывающем трубопроводах, а во-вторых, жидкость поступает к месту назначения более равномерным потоком. Типовые схемы воздушных колпаков показаны на рис. 7.6.

Поршневые насосы используются для перекачивания небольших количеств жидкости при больших давлениях и для перекачивания высоковязких жидкостей. Их недостатки – громоздкость, сложность привода, неравномерность подачи жидкости и малая производительность. Преимущество – возможность создания высокого давления в жидкости.

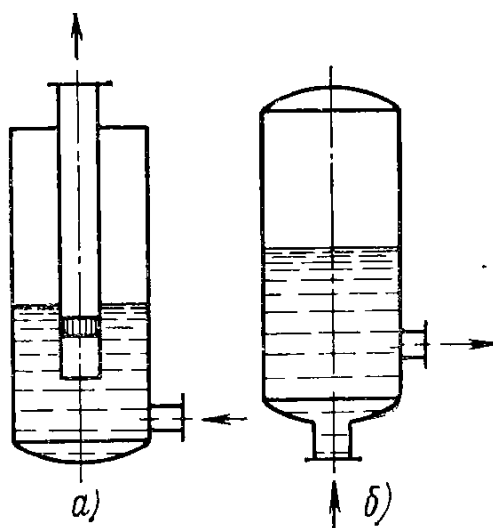


Рис. 7.6. Схемы воздушных колпаков:
а) на всасывающей линии; б) на напорной линии

7.1.2. Центробежные насосы. В центробежном насосе всасывание и нагнетание жидкости происходят под действием центробежных сил, развиваемых вращающимся рабочим колесом с загнутыми назад лопатками.

По числу рабочих колес, устанавливаемых последовательно на одном валу в корпусе, центробежные насосы делятся на одноступенчатые и многоступенчатые; по величине развиваемого напора – на насосы низкого давления (при напоре до 15 м), среднего давления (при напоре 15–40 м) и высокого давления (при напоре свыше 40 м).

В центробежном одноступенчатом насосе (рис. 7.7) на валу 2 жестко закреплено рабочее колесо 1 с криволинейными лопатками. Вал приводится во вращение от электродвигателя непосредственно через редуктор или клиноременную передачу.

Рабочее колесо помещено в корпус 3 насоса (в виде спиральной камеры) переменного сечения с напорным 4 и приемным 7 патрубками. Напорный патрубок соединяется с напорным трубопроводом 5, а приемный – со всасывающим трубопроводом 6. На конце всасывающего трубопровода закрепляют сетку и обратный клапан. Сетка служит для задержания плавающих в перекачиваемой жидкости предметов, а обратный клапан позволяет заливать жидкостью насос и всасывающий трубопровод перед пуском его в работу, что является обязательным условием для центробежных насосов.

При вращении рабочего колеса жидкость, заполняющая его каналы, перемещается от центра колеса к периферии, поступает в спиральную камеру, а затем – в напорный патрубок 4. В центральной части насоса благодаря оттоку жидкости создается вакуум. Под действием внешнего давления, действующего на свободную поверхность жидкости, открывается обратный клапан, и жидкость по всасывающему трубопроводу поступает в насос. Так создается непрерывное движение жидкости через всю систему. В некоторых случаях рабочее колесо заключают в направляющий аппарат, который закрепляют в корпусе насоса между рабочим колесом и спиральной камерой (рис. 7.8).

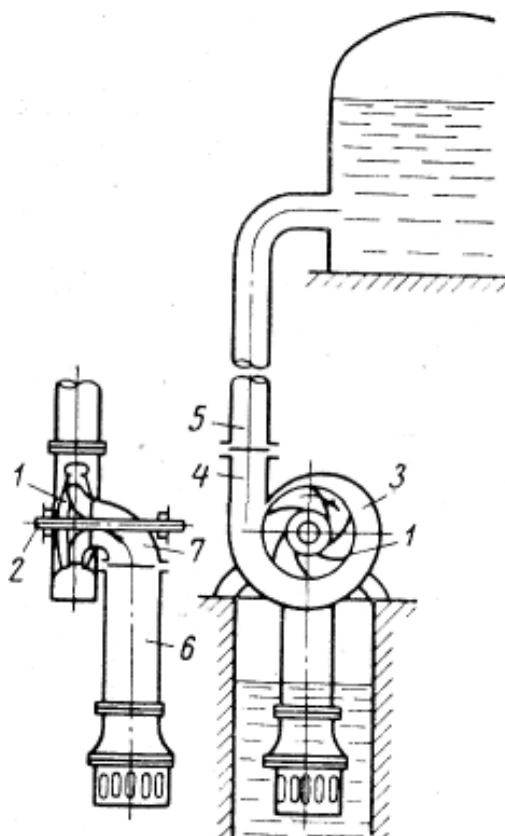


Рис. 7.7. Схема одноступенчатого центробежного насоса

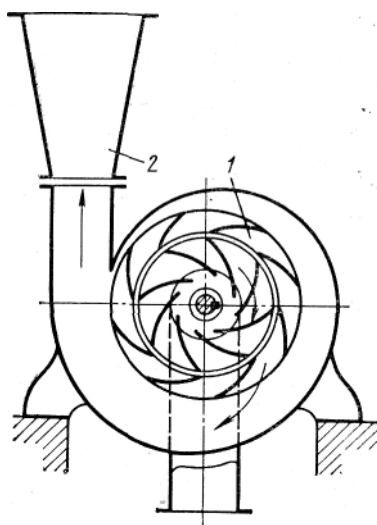


Рис. 7.8. Центробежный насос с направляющим аппаратом

Направляющий аппарат 1 представляет собой кольцо, охватывающее с небольшим зазором рабочее колесо и включающее два диска с лопатками, загнутыми в сторону, обратную направлению лопаток рабочего колеса. Направляющий аппарат предназначен для уменьшения скорости жидкости, выходящей из рабочего колеса. При этом кинетическая энергия потока частично переходит в энергию давления: давление у выхода из направляющего аппарата всегда больше, чем на входе в него. Эту же задачу выполняет и диффузор 2, устанавливаемый иногда за выходным патрубком насоса: здесь жидкость теряет свою скорость из-за увеличения поперечного сечения диффузора.

В одноступенчатом центробежном насосе удастся создать напор не выше 40 м вод. ст. Дальнейшее увеличение напора в одном рабочем колесе затруднено из-за того, что при повышении окружных скоростей свыше 70 м/с в колесе возникают опасные напряжения, приводящие к его поломке.

Для создания больших напоров используют многоступенчатые центробежные насосы, в которых на общем валу устанавливают несколько рабочих колес (рис. 7.9).

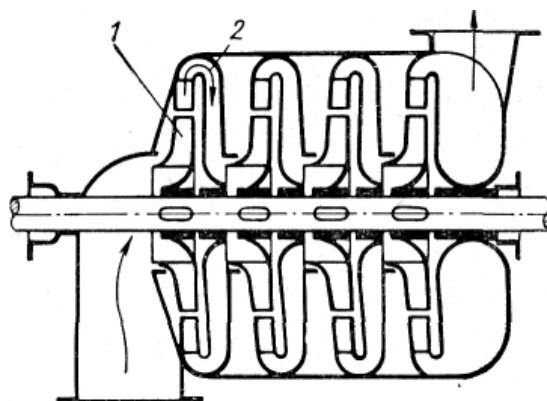


Рис. 7.9. Схема многоступенчатого центробежного насоса с последовательным присоединением

Колеса 1 располагают в особых камерах, монтируемых в одном корпусе и соединенных между собой специальными переходными каналами 2. Жидкость нагнетается последовательно из одного рабочего колеса в другое. Полный напор, развиваемый в таком насосе, пропорционален количеству колес, соединенных в насосе последовательно.

Иногда применяют многоступенчатые центробежные насосы с группами параллельно соединенных рабочих колес. В пределах одной группы колеса соединены последовательно. С точки зрения гидравлики каждая группа работает самостоятельно: жидкость подводят к каждой группе колес по отдельным каналам из общего всасывающего трубопровода, подают через рабочие колеса, а затем в общую сборную камеру и далее в линию нагнетания. Такие насосы используют для получения большого расхода жидкости.

Напор, создаваемый рабочим колесом центробежного насоса, ориентировочно можно подсчитать по формуле

$$H = K_1 \cdot n^2 \cdot D \text{ м}, \quad (7.1)$$

где H – напор жидкости, создаваемый одним рабочим колесом, м;

K_1 – коэффициент $\approx 0,5$;

n – число оборотов колеса в секунду;

D – наружный диаметр рабочего колеса, м.

Приближенно объемную подачу насоса, т. е. его производительность Q , можно определить по диаметру его напорного патрубка:

$$Q = K_2 \cdot d_n^2, \quad (7.2)$$

где d_n – внутренний диаметр нагнетательного патрубка, м;

K_2 – коэффициент, зависящий от размеров патрубка (при d_n до 100 мм $K_2 = 1,3-1,8$; при $d_n > 100$ мм $K_2 = 2,0-2,5$).

Особенность работы центробежного насоса состоит в том, что его объемная подача Q при постоянном числе оборотов вала падает с увеличением напора H . Для каждого типа насосов путем предварительных испытаний на заводе-изготовителе получают рабочие характеристики, связывающие создаваемый напор, потребляемую мощность и к. п. д. насоса с его производительностью. На рис. 7.10 приведена универсальная характеристика, которой снабжается каждый центробежный насос заводом-изготовителем. Пользуясь этой характеристикой, можно установить величину напора при заданной производительности или производительность по заданному напору и числу оборотов вала насоса.

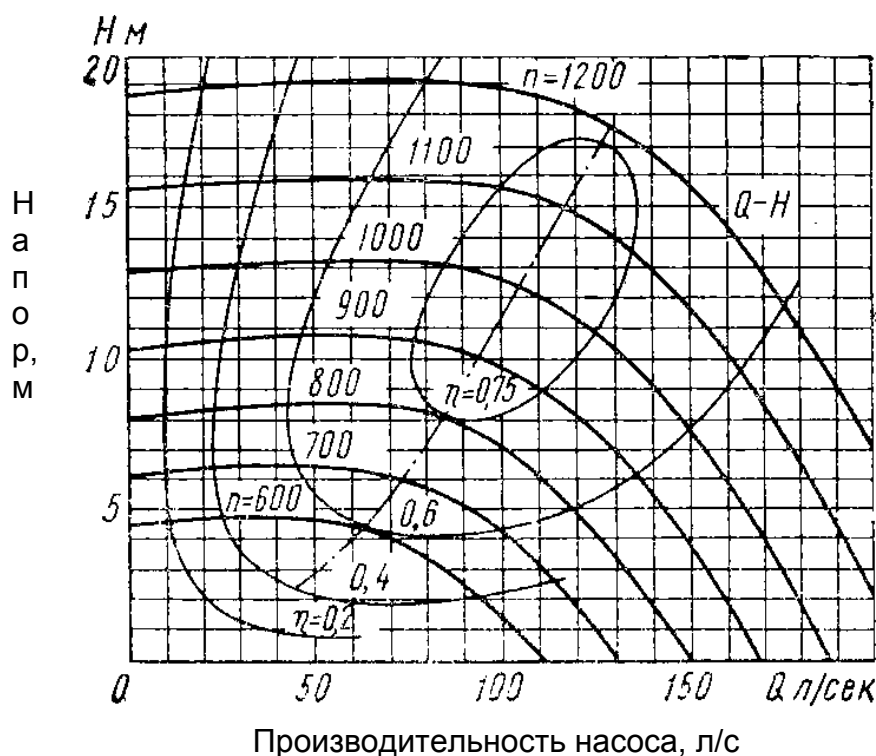


Рис. 7.10. Универсальная характеристика центробежного насоса:
 n – скорость вращения вала насоса, об/мин; η – к. п. д. насоса

Корпуса центробежных насосов отливают из чугуна, углеродистой и легированной стали или выполняются из керамики и пластических масс. Материал внутренних деталей насосов выбирают исходя из рабочих условий (давления, температуры, скорости вращения рабочих колес) и коррозионных свойств перекачиваемой жидкости.

Рабочее колесо центробежного насоса может быть открытого или закрытого типа. На рис. 7.11 показана конструкция закрытого рабочего колеса, состоящего из переднего диска 1 с входным отверстием, заднего диска 2 со ступицей 3 для посадки колеса на вал и лопаток 4. Лопатки расположены между дисками; они загнуты назад, т. е. в сторону, обратную вращению колеса. Число лопаток 6, 8, реже 10. Открытые колеса переднего диска не имеют, они используются очень редко.

Рабочие колеса, как правило, отливают вместе с лопатками из серого и модифицированного чугуна, углеродистой и нержавеющей стали, бронзы. В некоторых случаях рабочие колеса изготавливают из керамики, свинца, пластических масс. Колеса крепятся на валу при помощи шпонок.

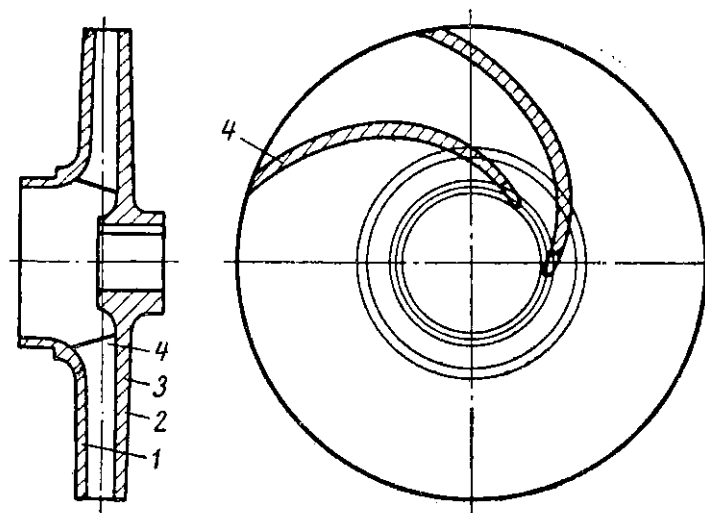


Рис. 7.11. Рабочее колесо центробежного насоса

Валы насосов в основном изготавливают из углеродистой стали, а в случае корродирующих жидкостей – из нержавеющей стали. В качестве опор валов используются подшипники качения и скольжения (последние обычно ставятся на крупных насосах). Выводы вала из корпуса уплотняются сальниками. В качестве набивки для сальников используют хлопчатобумажный или асбестовый шнур, пропитанный графитом или маслом. Шнур нарезают на отдельные куски и вставляют в сальник кольцами. Входят в употребление торцовые уплотнения, более совершенные по сравнению с сальниками и обеспечивающие большую герметичность насоса.

Уплотняющие кольца служат для уменьшения утечек жидкости через зазоры между передним диском рабочего колеса и корпусом. На рис. 7.12 показаны их различные конструкции. Наиболее простые – это плоские кольца (рис. 7.12а), наиболее надежные – лабиринтные кольца (рис. 7.12в). В многоступенчатых центробежных насосах уплотнения между ступенями выполняют в виде образующих плоские щели сменных колец К (рис. 7.12г). Кольца изготовляют из более износостойкого материала, чем корпус и колесо.

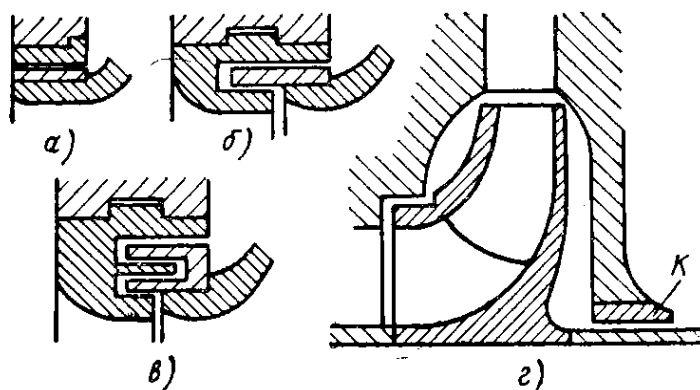


Рис. 7.12. Уплотняющие кольца

Так как давление на рабочее колесо со стороны всасывания меньше, чем давление на задний диск, на колесо действует сила, направленная вдоль его оси в сторону всасывания. Эта сила стремится сдвинуть рабочее колесо и вал в осевом направлении, что может привести к существенным неполадкам в работе колеса, вплоть до аварии насоса. В насосах низкого и среднего давления осевая сила воспринимается шариковыми подшипниками, устанавливаемыми в одной из опор вала. В насосах высокого давления иногда устанавливают гидравлическую пята (рис. 7.13) с диском 1, диаметр которого подбирают таким образом, чтобы разность давлений по обе стороны уравнивала действующее осевое давление.

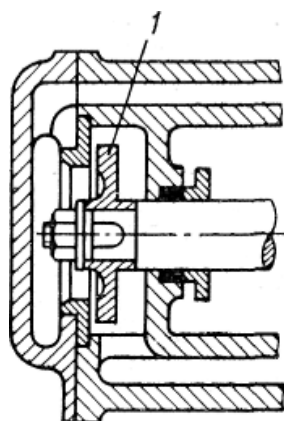


Рис. 7.13. Гидравлическая пята

Левую камеру гидравлической пяты соединяют каналом с напорным патрубком насоса, а правую – со всасывающим.

Лучшим же способом уравнивания осевой силы является использование колес с двухсторонним входом жидкости, а в многоступенчатых насосах – установка рабочих колес группами «спинками друг к другу» и двухсторонним вводом жидкости (одна группа колес подает жидкость слева направо, а другая – справа налево).

Описание конструкции и принцип действия кислотоупорного центробежного насоса (рис. 7.14). На чугунной станине 1 с помощью фланца 2 закреплен корпус 3 насоса из ферросилида. Приводной вал 4 имеет две опоры с шарикоподшипниками 5. На левую консоль вала надето рабочее колесо 7, изготовленное, как и корпус, из ферросилида. Конец вала защищен от корродирующего воздействия перекачиваемой жидкости головкой из ферросилида 8, накрунутой на вал. Вывод вала уплотнен сальником 6 с мягкой набивкой (асбестовый шнур, пропитанный кислотостойким составом). Для разгрузки сальника на втулке рабочего колеса установлена крыльчатка 9, которая отгоняет жидкость от сальника. Привод насоса осуществляется непосредственно от электродвигателя через эластичную муфту. Электродвигатель монтируется на станине 1.

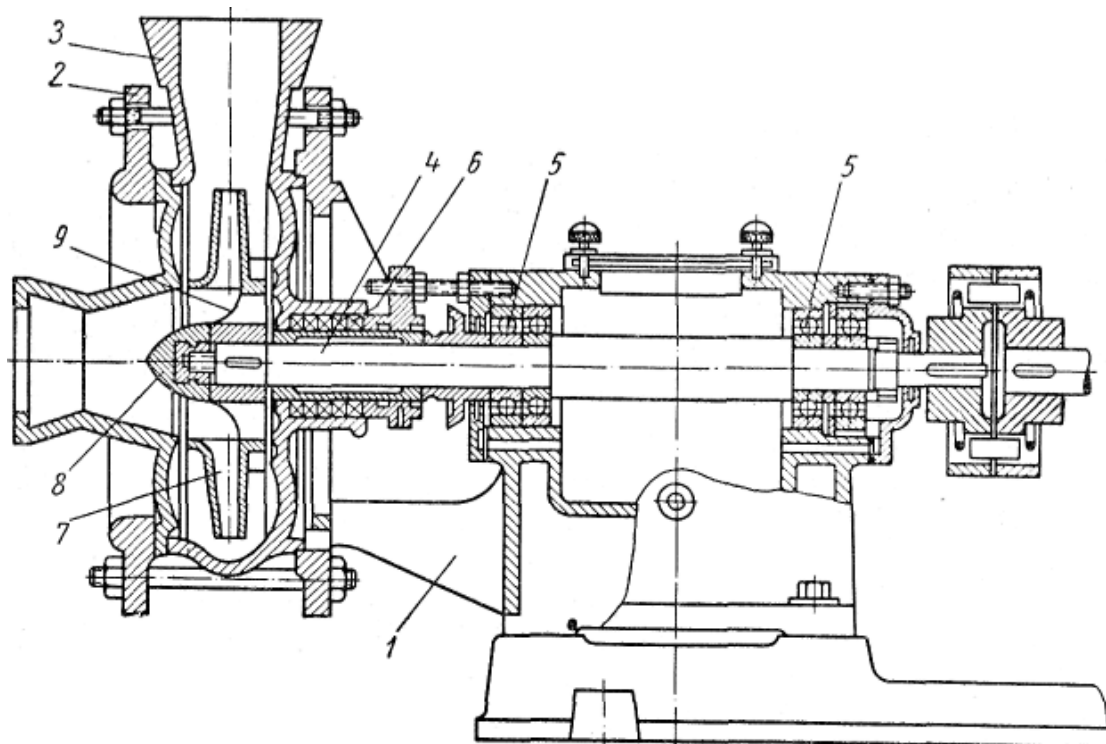


Рис. 7.14. Кислотоупорный центробежный насос

Достоинства центробежных насосов:

- а) обеспечивают равномерность подачи;
- б) более быстроходны;
- в) компактны;
- г) проще по конструкции;
- д) используются для перекачивания загрязненных жидкостей.

Недостатки центробежных насосов:

- а) невозможность создания больших давлений;
- б) уменьшение производительности с увеличением напора;
- в) низкий к. п. д.;
- г) необходимость заливки насоса перед его пуском в работу.

7.1.3. Насосы специальных типов. Осевые (пропеллерные) насосы.

В осевом насосе (рис. 7.15) жидкость перемещается вдоль оси приводного вала 2 с помощью рабочего колеса 3, имеющего форму гребного винта. На выходе из рабочего колеса жидкость попадает в направляющий аппарат 4 с лопатками, имеющими направление, обратное лопаткам рабочего колеса. Здесь вращательное движение жидкости преобразуется в осевое. Корпус 1 насоса представляет собой трубу.

Осевые насосы имеют высокий к. п. д., быстроходны, компактны и пригодны для перекачивания больших количеств жидкости при небольших напорах.

В химической промышленности осевые насосы применяются для создания циркуляции жидкостей в реакторах и выпарных установках.

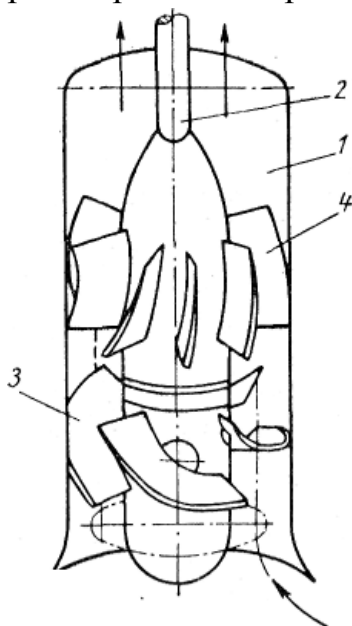


Рис. 7.15. Осевой насос

Роторные насосы являются разновидностью поршневых, так как работают по тому же принципу вытеснения жидкости рабочим телом.

Шестеренчатый насос (рис. 7.16) является наиболее распространенным насосом роторного типа.

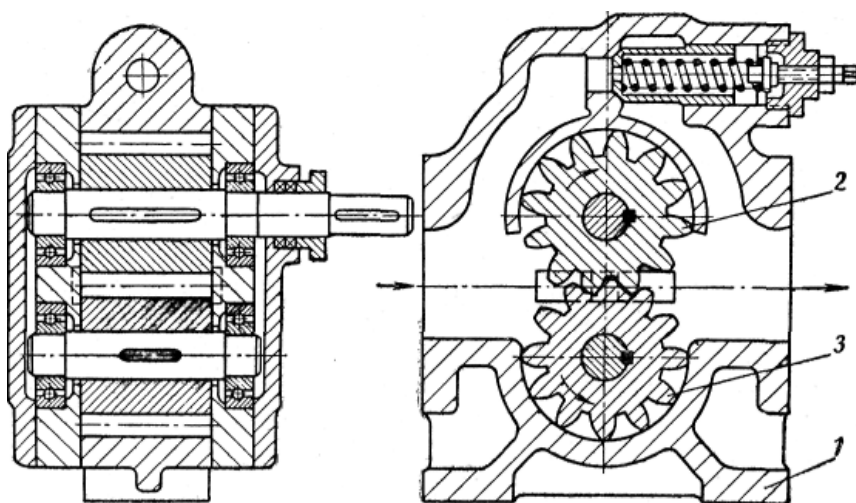


Рис. 7.16. Шестеренчатый насос

В корпусе 1 насоса навстречу друг другу вращаются зубчатые колеса 2 и 3. Одно колесо получает вращение от двигателя, а другое – от первого колеса. Вершинами зубьев колеса подгоняют к корпусу. Поступающая в насос жидкость захватывается зубьями колес и переносится ими из всасывающей линии в нагнетательную. Зубчатые колеса выполнены с прямыми зубьями, число кото-

рых составляет 8–12; иногда используют зубчатые колеса с косыми и шевронными зубьями.

У шестеренчатых насосов сравнительно небольшие подачи ($0,25\text{--}40\text{ м}^3/\text{ч}$) при больших напорах (до 2–3 МПа); они работают при скоростях вращения до 3000 об./мин.

В винтовых насосах ротор выполнен в виде винта, помещенного в цилиндрический корпус. В зависимости от числа винтов различают одновинтовые и многовинтовые насосы.

На рис. 7.17 дано устройство трехвинтового насоса. В корпусе 1 закреплена обойма 2. В обойме размещены три винта: ведущий 3 и два ведомых 4. Ведущий винт получает вращение от двигателя, а ведомые – от ведущего винта. Все винты двухзаходные, направление нарезки у ведущего и ведомого винтов разное. Жидкость поступает в корпус насоса по всасывающему патрубку 6, а затем через отверстия в обойме – к винтам, захватывается ими и выбрасывается из насоса через нагнетательный патрубок 7. Возникающая во время работы насоса осевая сила воспринимается подпятниками 5.

Винты подобных насосов изготавливают из стали, а обоймы – из резины или стали, выложенной изнутри резиной.

Одновинтовые насосы способны развивать напоры около 2 МПа с производительностью $0,9\text{--}3,2\text{ м}^3/\text{ч}$. Трехвинтовые насосы способны создать давления до 20 МПа с производительностью $1,5\text{--}800\text{ м}^3/\text{ч}$.

Винтовые насосы используют для перекачки высоковязких жидкостей.

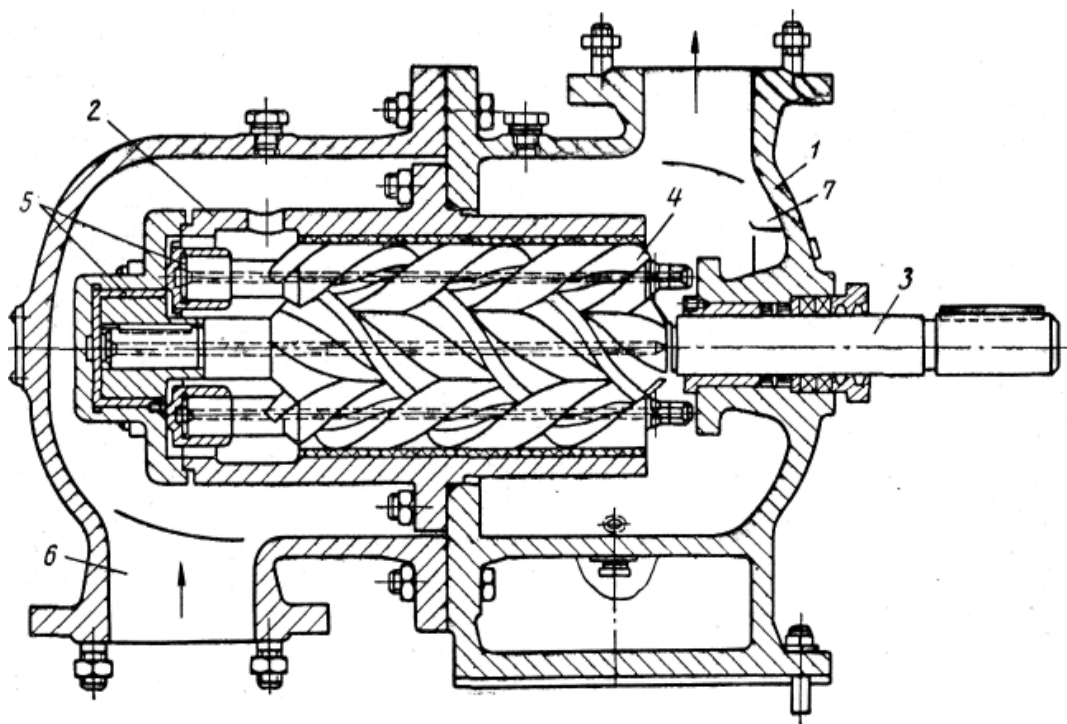


Рис. 7.17. Трехвинтовой насос:

1 – корпус; 2 – обойма; 3 – ведущий винт; 4 – ведомый винт; 5 – подпятник;
6 – всасывающий патрубок; 7 – нагнетательный патрубок

Вихревые насосы. В корпусе 1 вихревого насоса (рис. 7.18) помещено рабочее колесо 2 с ячейками на наружной поверхности. Оно смонтировано на валу 6, который приводится во вращение от двигателя. Вал имеет два подшипника 5, заключенных в стойке 4. В отличие от центробежных насосов, перекачиваемая жидкость здесь подводится и отводится по боковым каналам 7. При вращении рабочего колеса жидкость, поступающая по боковому каналу, увлекается в движение по кольцевому пространству между колесом и корпусом и выбрасывается по другому боковому каналу в напорный патрубок.

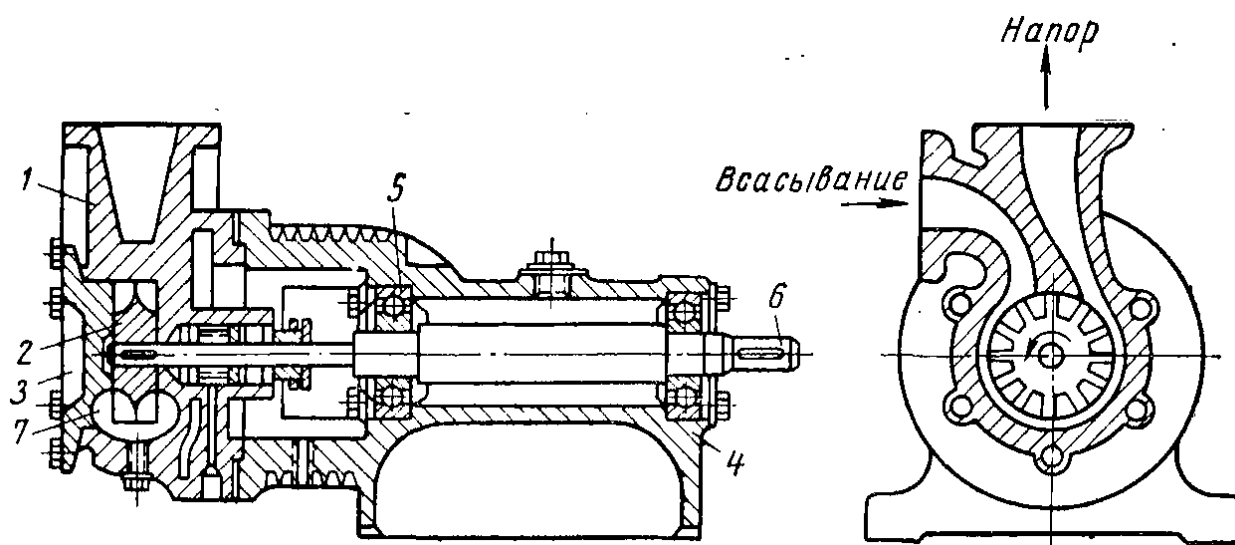


Рис. 7.18. Вихревой насос:

1 – корпус; 2 – рабочее колесо; 3 – крышка; 4 – стойка;
5 – подшипники; 6 – вал; 7 – боковой канал

Вихревые насосы способны создать высокие напоры, превышающие напор центробежных насосов в 2–10 раз. Их используют для перекачки сравнительно небольших количеств маловязкой жидкости при больших напорах.

7.2. Оборудование для перемещения и сжатия газов

Большинство химических процессов связано с переработкой газов, при которой возникает необходимость, во-первых, продувки газа через аппараты, а во-вторых, создания давления или разрежения газа в аппаратах. Эти задачи выполняются специальными газодувными машинами, которые в зависимости от величины создаваемого ими давления подразделяют на следующие типы.

1. *Вентиляторы*, предназначенные для отсасывания и нагнетания газов под давлением, не превышающим 0,11 МПа.

2. *Воздуходувки и газодувки*, служащие для нагнетания воздуха и газов под давлением от 0,11 до 0,45 МПа.

3. *Компрессоры*, предназначенные для сжатия воздуха и газов до давления выше 0,4 МПа;

4. *Вакуум-насосы* для отсасывания газов, находящихся под вакуумом, и сжатия их до атмосферного давления (машины подобного назначения, но большой производительности называют иногда эксгаустерами).

7.2.1. Вентиляторы используют для вентиляции зданий, создания тяги и дутья в печах, топках, сушилках, циклонах, фильтрах и в системах пневмотранспорта. Они создают малые напоры, поэтому используются только для преодоления сопротивления трубопроводов и газоходов печей и сушилок.

Основная часть вентилятора – рабочее колесо с лопатками, укрепленное на вращающемся валу. Рабочее колесо вентилятора работает по тому же принципу, что и крыльчатка центробежного насоса: вращающиеся лопатки рабочего колеса сообщают газу ускорение в радиальном или осевом направлении и создают на выходе из колеса избыточное давление.

Если газ в рабочем колесе движется в радиальном направлении, то вентилятор называют центробежным, если в осевом – осевым (пропеллерным).

Центробежные вентиляторы (рис. 7.19) по величине создаваемого ими напора классифицируют на следующие типы:

- низкого давления, с напором 6–100 мм вод. ст.;
- среднего давления, с напором 100–200 мм вод. ст.;
- высокого давления, с напором 200–1000 мм вод. ст.

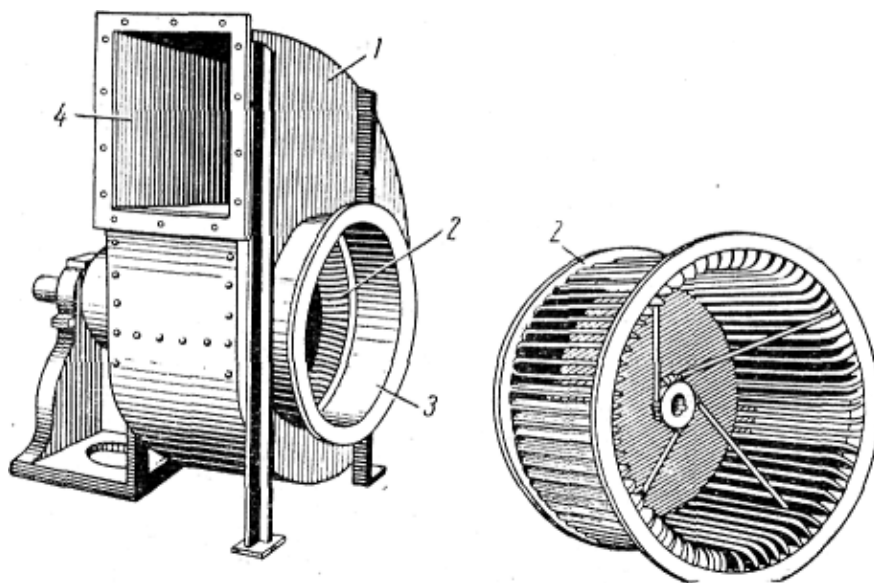


Рис. 7.19. Центробежный вентилятор:

- 1 – корпус; 2 – рабочее колесо; 3 – всасывающий патрубок;
4 – нагнетательный патрубок

Центробежный вентилятор включает корпус 1, рабочее колесо 2 и привод. Газ поступает в вентилятор по оси рабочего колеса по всасывающему патрубку 3, захватывается лопатками и выбрасывается из корпуса по нагнетательному патрубку 4, ось которого перпендикулярна оси рабочего колеса.

По способу размещения привода различают семь конструкций центробежных вентиляторов (рис. 7.20). Вентиляторы типа I, II и III выпускают комплектно с электродвигателями. Вентиляторы исполнений IV–VII выпускают со шкивом для плоского или клинового ремня.

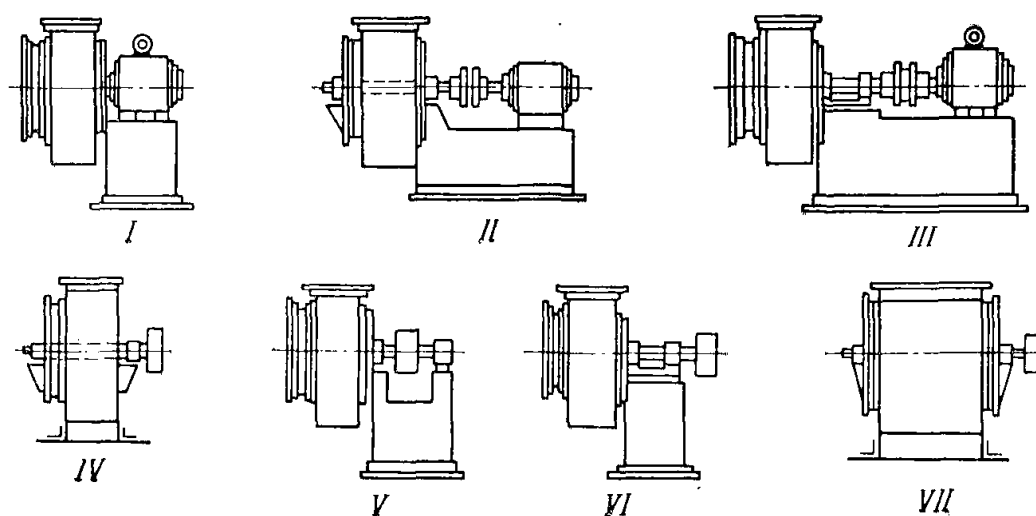


Рис. 7.20. Схемы конструктивных исполнений вентиляторов

В осевом вентиляторе рабочее колесо исполнено по типу воздушного пропеллера. Корпус осевого вентилятора ЦАГИ (рис. 7.21) выполнен в виде короткого цилиндра 1, внутри которого вращается пропеллер (лопастное колесо) 2. Пропеллер состоит из полых лопаток и ступицы, насаживаемой на вал. Лопатки крепят на ступице стяжными стержнями. Вокруг этих стержней лопатки могут поворачиваться на угол $10\text{--}30^\circ$. Меняя угол наклона лопастей, увеличивают или уменьшают производительность вентилятора. Малые углы наклона лопаток соответствуют меньшей производительности. Газ входит по всасывающему патрубку 3, проталкивается пропеллером вдоль его оси вращения и выбрасывается из вентилятора по нагнетательному патрубку 4.

Производительность вентиляторов промышленных типов составляет от 1 000 до 1 000 000 м³/ч. Окружная скорость вращения рабочего колеса не превышает 100 м/с.

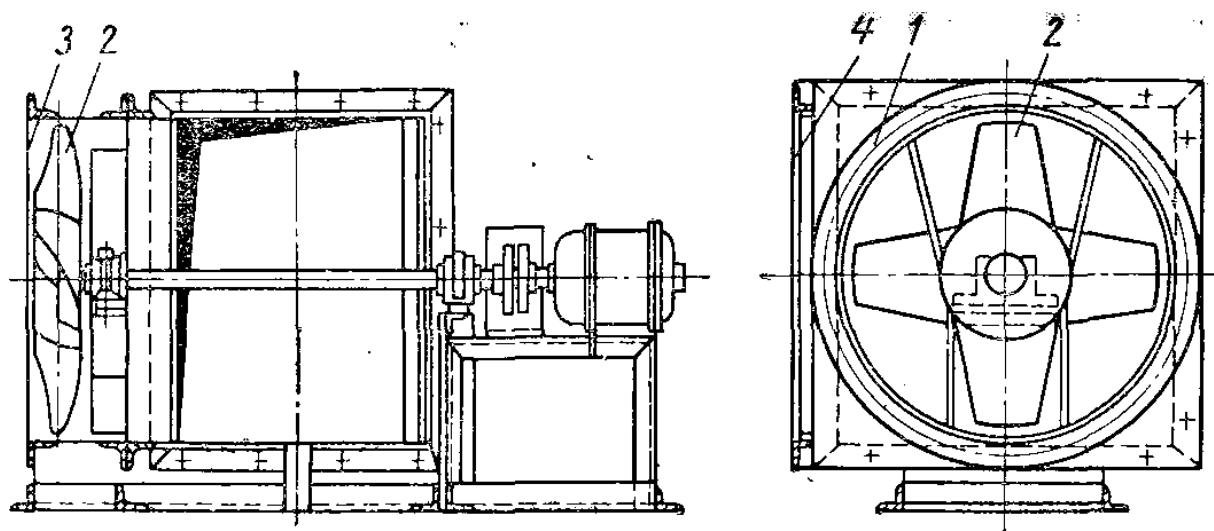


Рис. 7.21. Осевой вентилятор ЦАГИ:

- 1 – цилиндр; 2 – пропеллер; 3 – всасывающий патрубок;
4 – нагнетательный патрубок

Вентиляторы стандартизованы и разбиты на геометрически подобные группы в серии. Чем выше номер вентилятора в данной серии, тем больше диаметр рабочего колеса и производительность.

Каждая серия вентиляторов снабжена рабочими характеристиками, выражающими графические зависимости полного развиваемого давления, мощности на валу электродвигателя и к. п. д. вентилятора от производительности вентилятора при постоянном числе оборотов его ротора и постоянной плотности газа. Эти рабочие характеристики прилагаются к паспорту вентилятора. Серию и номер вентилятора выбирают по графикам рабочих характеристик и условиям эксплуатации. Для этого должны быть известны значения производительности и полного развиваемого напора вентилятора, а также условия его эксплуатации (запыленность газа, температура, коррозионные свойства перекачиваемой среды). На рис. 7.22 представлены рабочие характеристики центробежного вентилятора высокого давления типа ВД-3. В зависимости от назначения рабочее колесо, вал и кожух вентилятора выпускают из углеродистой или нержавеющей стали, кислотоупорного чугуна, алюминия, винипласта. Применяют и внутреннюю футеровку поверхностей кожуха и рабочего колеса резиной, полиизобути-

леном, фторопластом, винипластом. Вентиляторы, перекачивающие горячие газы, имеют наружную изоляцию.

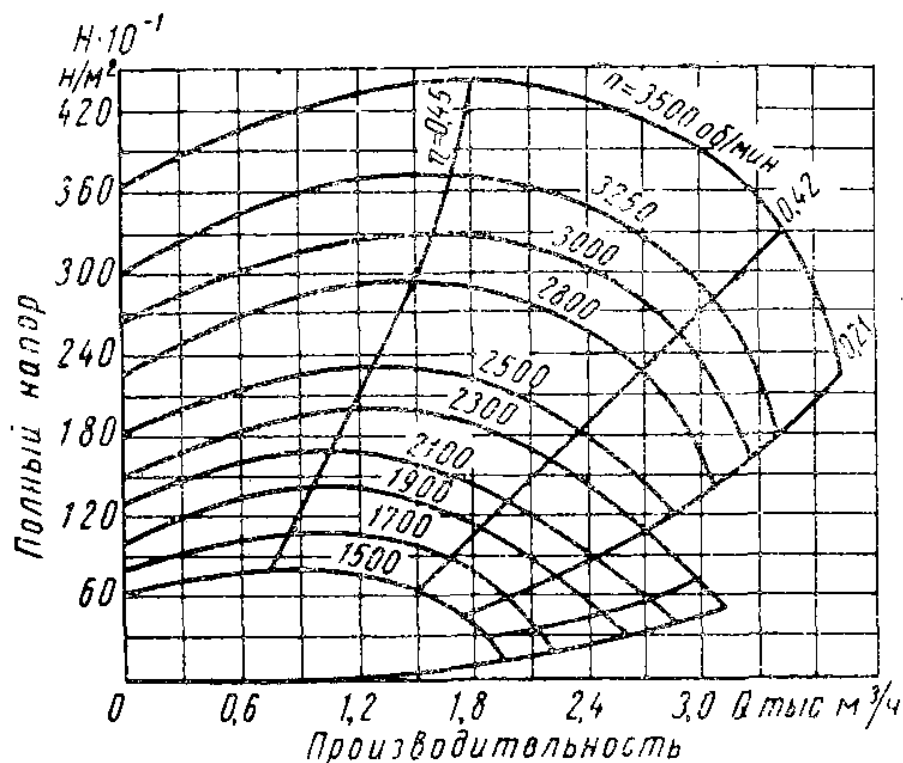


Рис. 7.22. Рабочие характеристики центробежного вентилятора ВД-3

7.2.2. Воздуходувки и газодувки используют, когда необходимо не только прокачать воздух или другой газ через аппараты, но и сжать его. Эти машины способны повысить давление газа в 1,1–3,5 раза. Газодувки отличаются от воздуходувок более сложной конструкцией уплотнения вала, особенно это относится к газодувкам для работы с токсичными и взрывоопасными газами. Поэтому ниже будут рассмотрены конструкции лишь воздуходувок, которые используют для перекачки не только воздуха, но и других газов.

В зависимости от принципа действия различают: а) турбовоздуходувки; б) ротационные воздуходувки.

Турбовоздуходувки по конструкции и принципу действия схожи с центробежными вентиляторами высокого давления. В зависимости от числа рабочих колес различают одноступенчатые и многоступенчатые турбовоздуходувки. Конструкция рабочего колеса (турбинки) турбовоздуходувки сложнее, чем у вентилятора, так как оно вращается со значительно большими окружными скоростями (до 300 м/с) и создает более высокое давление. Обычно рабочие колеса и корпуса турбовоздудувок отливают из чугуна или стали.

Одноступенчатые турбовоздуходувки развивают напор до 0,13 МПа. Большее увеличение напора у них возможно лишь повышением скорости вращения ротора, но ограничено прочностью металла рабочих колес. Поэтому для

создания более высоких давлений применяют многоступенчатые турбовоздуходувки, одна из конструкций которых показана на рис. 7.23.

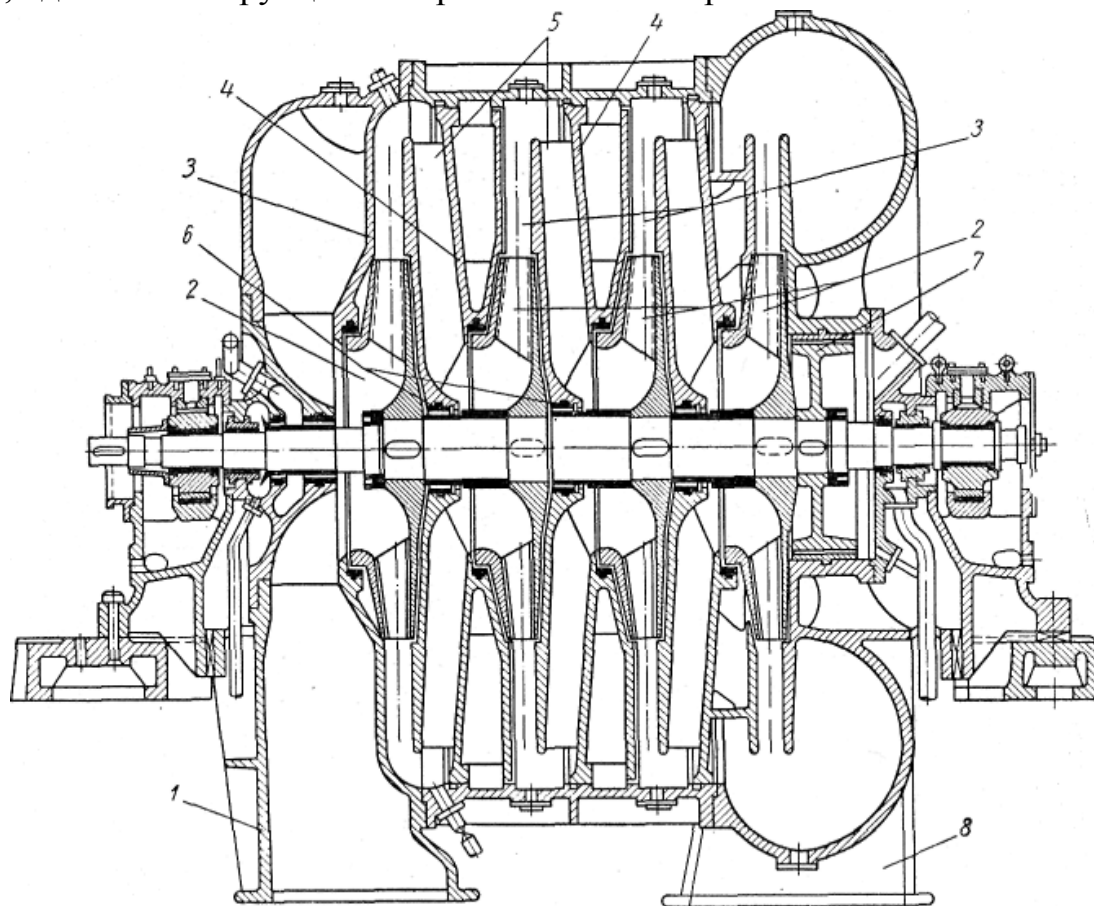


Рис. 7.23. Многоступенчатая турбовоздуходувка:

1 – всасывающий патрубок; 2 – рабочие колеса; 3 – диффузоры; 4 – диафрагмы; 5 – обратные направляющие аппараты с лопатками; 6 – лабиринтные уплотнения; 7 – разгрузочный поршень; 8 – нагнетательный патрубок

Описание работы многоступенчатой турбовоздуходувки. Газ подают в турбовоздуходувку по патрубку 1 и нагнетают первым лопастным колесом 2 в неподвижный кольцевой канал 3. Из этого канала газ через обратный направляющий аппарат с лопатками 5 поступает на всасывание во второе лопастное колесо, где процесс повторяется. Таким образом, газ последовательно проходит все вращающиеся лопастные колеса и удаляется через патрубок 8. Рабочие колеса смонтированы на валу. Для уменьшения обратной утечки газа через щели между рабочим колесом и стенкой обратного направляющего аппарата устанавливают лабиринтные уплотнения 6. Газ, проходя по зазорам лабиринтного уплотнения, многократно расширяется, в результате этого его давление снижается до атмосферного. Вследствие разности давлений газа на входе и выходе из колес на валу турбовоздуходувки возникает осевая сила. Эта сила воспринимается упорным подшипником и разгрузочным поршнем 7. В правую часть разгрузоч-

ного поршня 7 подают под давлением жидкость, которая стремится сдвинуть поршень в сторону, противоположную направлению осевой силы, и уравновесить его. Число рабочих колес в турбовоздуходувках невелико (3–4).

Лопатки рабочего колеса турбовоздуходувок делаются в основном загнутыми назад – в сторону, обратную вращению. Лопатки малонагруженных рабочих колес штампуют из листовой высококачественной углеродистой стали толщиной 2–5 мм и крепят к дискам заклепками. При высоких скоростях вращения колес лопатки изготовляют из легированных никелем сталей и фрезеруют вместе с шипами, концы которых вставляют в отверстия диска и расклепывают. Число лопаток в рабочем колесе от 12 до 35 шт.

Для устранения вибраций во время работы ротор турбовоздуходувки балансируют статически и динамически на специальных станках.

Сжатие газа в турбовоздуходувках происходит без промежуточного охлаждения, поэтому он на выходе нагревается.

Промышленностью выпускаются турбовоздуходувки и турбогазодувки производительностью от 50 до 52 000 м³/ч.

Ротационные воздуходувки относятся к машинам с вращающимися поршнями. На рис. 7.24 изображена схема конструкции этой воздуходувки. В кожухе 1 размещены два барабана (поршня) 2, отлитые из чугуна. Барабаны закреплены на параллельных валах. При вращении валов барабаны обкатываются друг по другу, они плотно прилегают не только один к другому, но и к стенкам кожуха. В результате образуются две разобщенные камеры: нагнетания и всасывания.

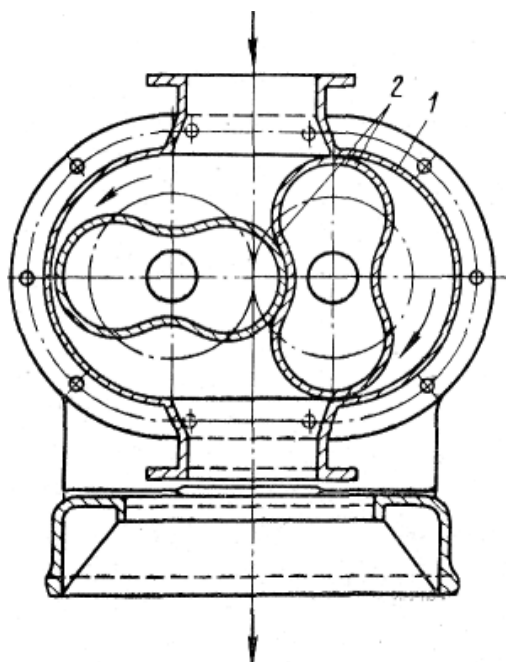


Рис. 7.24. Ротационная воздуходувка:
1 – кожух; 2 – барабаны (поршни)

Описание работы ротационной воздуходувки. Газ, захваченный барабанами в камере всасывания, транспортируется ими без изменения давления до камеры нагнетания. Там сходящиеся барабаны сжимают газ и выталкивают его через нагнетательный патрубок. Валы вращаются с одинаковым числом оборотов. Один из них получает вращение от привода, а другой — от первого вала через зубчатую пару. Барабаны в местах соприкосновения снабжены уплотняющими накладками. Однако и в этом случае достигнуть хорошего уплотнения не удастся, поэтому ротационные воздуходувки создают давление в нагнетательном патрубке не более 0,18 МПа. Выпускаются они на производительность по газу от 120 до 50 000 м³/ч.

Ротационные воздуходувки отличаются простотой конструкции и возможностью широкого изменения их производительности путем увеличения или уменьшения скорости вращения барабанов. Недостаток — сложность изготовления барабанов и их монтажа в корпусе.

В воздуходувках вся теплота, развиваемая при сжатии газа, полностью (не считая потерь в окружающую среду) остается внутри газа, повышая его температуру. Такой процесс сжатия называется адиабатическим.

7.2.3. Компрессоры относятся к важнейшим машинам многих химических процессов, где требуется сжатие газа выше 0,4 МПа. По принципу действия их делят на поршневые, ротационные и центробежные (турбокомпрессоры).

Поршневые компрессоры по принципу действия схожи с поршневыми насосами. В них совершающий возвратно-поступательное движение поршень в цилиндре сжимает газ вследствие уменьшения объема рабочей камеры.

По числу ступеней сжатия они классифицируются на одно-, двух- и многоступенчатые; по расположению цилиндра — на горизонтальные, вертикальные и наклонные; по характеру действия — на компрессоры простого и двойного действия.

В *одноступенчатом компрессоре простого действия* (рис. 7.25) цилиндр 1 с одной стороны открыт, а с другой закрыт крышкой. В крышке расположены всасывающий 3 и нагнетательный 4 клапаны. При движении поршня 2 вправо рабочая камера наполняется газом (всасывание), а при движении влево газ сжимается и выбрасывается через нагнетательный клапан. Компрессор отличается простотой устройства: нет сальников и ползуна.

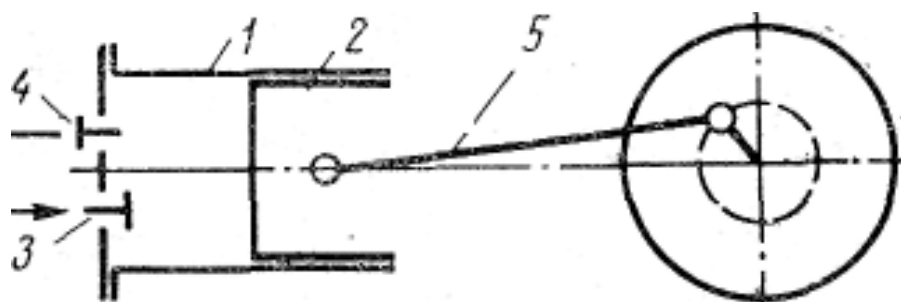


Рис. 7.25. Схема одноступенчатого поршневого компрессора простого действия: 1 – цилиндр; 2 – поршень; 3 – всасывающий клапан; 4 – нагнетательный клапан; 5 – шток (шатун)

В *одноступенчатом компрессоре двойного действия* каждый ход поршня является рабочим: сжатие газа производится по обе стороны поршня. При движении поршня вправо сжатие газа происходит в правой камере, а в левой камере – всасывание газа. При обратном движении поршня сжатие газа происходит в левой камере, а всасывание – в правой. Подобные компрессоры по конструкции сложнее, чем компрессоры одинарного действия, но по производительности вдвое выше их.

Для охлаждения сжатого газа цилиндр и крышку компрессора снабжают водяными рубашками.

Одноцилиндровые компрессоры изготавливают на давление до 1 МПа. Более высокие давления достижимы в многоступенчатых компрессорах.

Многоступенчатые компрессоры исполняют с последовательным расположением цилиндров (система тандем) и посадкой поршней на один вал, с параллельным расположением цилиндров (система компаунд), с расположением цилиндров под углом относительно друг друга (угловые компрессоры). Так как объем газа после каждой ступени сжатия уменьшается, каждый последующий цилиндр в многоступенчатом компрессоре уменьшается в диаметре. Охлаждение газа в них осуществляется в холодильниках между ступенями сжатия.

Многоступенчатые *горизонтальные* компрессоры с расположением цилиндров по одну сторону коленчатого вала (рис. 7.26а) из-за больших неуравновешенных сил инерции тихоходны ($n = 80\text{--}300$ об./мин). Для погашения неуравновешенных сил инерции в этих машинах устанавливают на приводной вал мощные маховики, что удорожает стоимость компрессора.

С недавнего сравнительно времени отечественной промышленностью выпускаются крупные компрессоры с взаимно противоположным движением поршней относительно коленчатого вала, так называемые *оппозитные* компрессоры. В этих компрессорах (рис. 7.26б) благодаря их хорошей динамической уравновешенности скорость вращения вала может быть увеличена в 2–2,5 раза по сравнению со скоростью обычных горизонтальных машин. В результате этого они легче последних на 50–60 %. Выпускаются четыре типоразмера унифицированных оппозитных базовых моделей с поршневым усилием 10; 16; 25 и 40 т. Каждая базовая модель (тип М) имеет несколько модификаций, отличающихся числом ступеней.

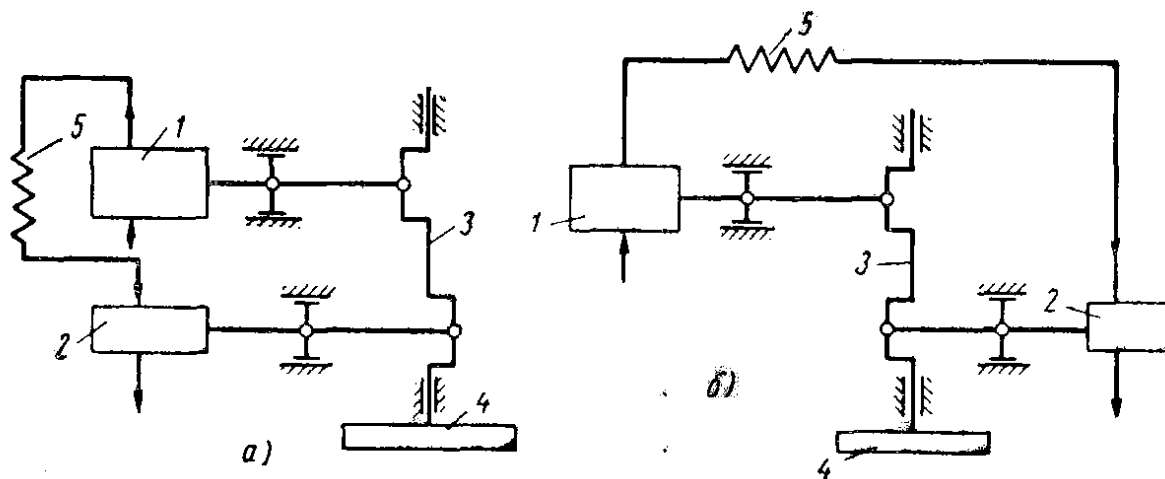


Рис. 7.26. Схемы многоступенчатых поршневых компрессоров:

- а) компрессор с расположением цилиндров по одну сторону коленчатого вала;
 б) оппозитный компрессор; 1 – цилиндр I ступени; 2 – цилиндр II ступени;
 3 – коленчатый вал; 4 – маховик; 5 – промежуточный холодильник

Для установки оппозитных компрессоров требуются меньшая площадь машинного зала и небольшие фундаменты. Особенно экономичны в этом плане оппозитные компрессоры с вертикальным расположением цилиндров.

В *угловых компрессорах* (рис. 7.27) оси цилиндров расположены под углом друг к другу (чаще под углом 90°). При этом, как правило, вертикальный цилиндр более массивный, предназначен для первой ступени сжатия, а горизонтальный – для второй. Угловые компрессоры с позиции уравновешенности инерционных сил выгоднее, чем вертикальные и горизонтальные.

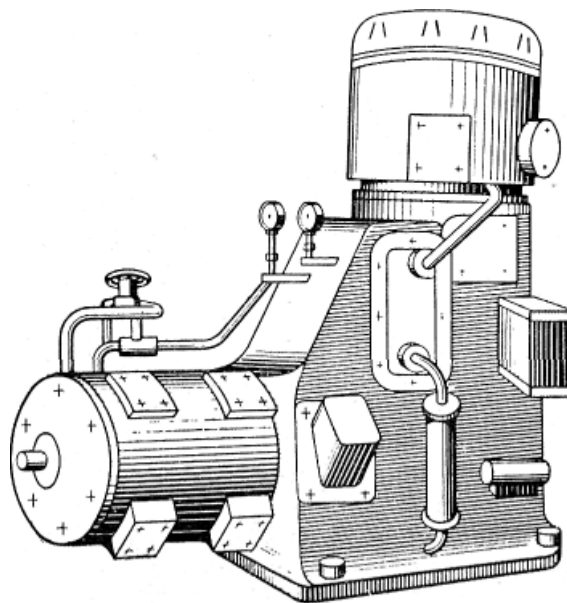


Рис. 7.27. Внешний вид углового компрессора 2ВП-10/8 производительностью $10 \text{ м}^3/\text{мин}$ и давлением до $0,8 \text{ МПа}$

На рис. 7.28 показана схема установки *поршневого компрессора*. Сжатый газ подается поршневыми компрессорами неравномерно, толчками; для сглаживания пульсации давления газа его направляют в газосборник (ресивер). Из ресивера газ подают по мере надобности потребителю.

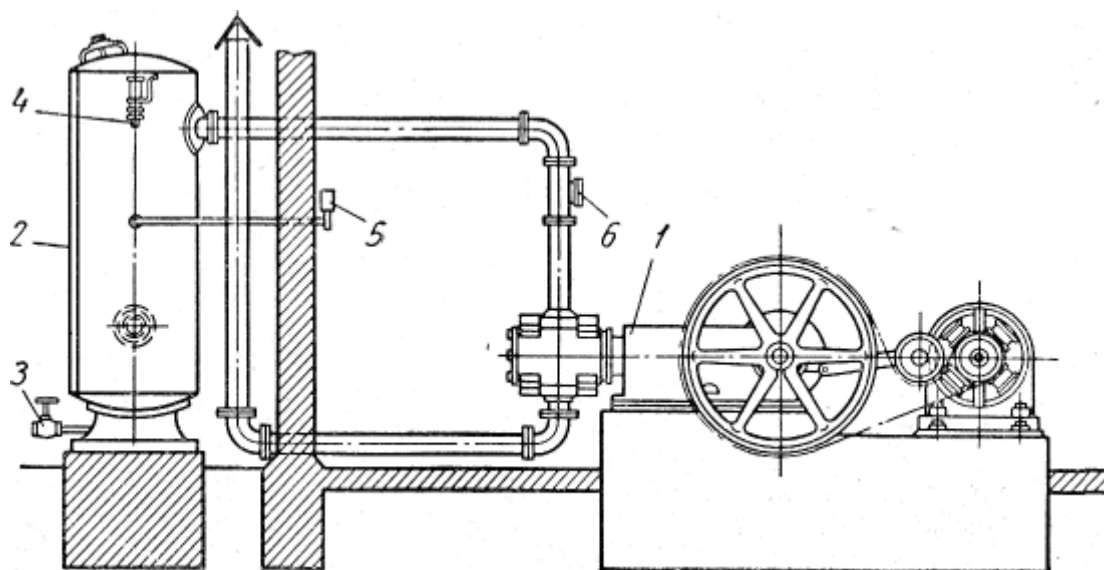


Рис. 7.28. Схема установки поршневого компрессора:

1 – компрессор; 2 – ресивер; 3 – спускной кран; 4 – предохранительный клапан; 5 – манометр; 6 – обратный клапан

Принцип работы поршневого компрессора. Компрессор 1 устанавливают в специальном помещении, а ресивер 2 чаще монтируют вне помещения. Сжатый газ из компрессора в ресивер подают по нагнетательному трубопроводу, имеющему обратный клапан 6. Этот клапан предотвращает опорожнение ресивера 2 при аварийной остановке компрессора. Ресивер снабжают предохранительным клапаном 4, манометром 5 и спускным краном 3. Если давление в ресивере превышает норму, например, при уменьшении получения газа потребителем, излишек газа сбрасывают через предохранительный клапан 4 в атмосферу или в специальную сбросную линию. Влагу и масло, оседающие в ресивере, удаляют через кран 3. Давление газа в ресивере контролируют по манометру 5, выведенному в компрессорное отделение.

Объем ресивера выбирают в зависимости от производительности компрессора.

Ротационные компрессоры характеризуются непрерывным вращением ротора и принудительным сжатием газа. Они получили большое распространение в химической промышленности.

В *пластинчатом* ротационном компрессоре ротор 1 (рис. 7.29) выполнен в виде цилиндра, в радиальных пазах которого свободно скользят пластины 3 толщиной 0,8–2,5 мм. Ротор эксцентрично установлен внутри корпуса 2, снабженного водяной рубашкой.

При вращении ротора пластины под действием центробежных сил выдвигаются из пазов и скользят по внутренней поверхности стенки 6 корпуса компрессора. Каждая пара соседних пластин образует замкнутую камеру, ограниченную с торцов поверхностью боковых крышек корпуса, плотно примыкающих к пластинам. Объем камеры при вращении ротора в левой части корпуса увеличивается, а в правой уменьшается. Благодаря этому газ засасывается через патрубок 4, транспортируется в правую часть корпуса, где вследствие уменьшения объема камер он сжимается, а затем выбрасывается через патрубок 5.

В одной ступени подобного компрессора можно сжать газ до 0,5 МПа, а при последовательной установке двух компрессоров – до 1,5 МПа.

Отечественные заводы выпускают ротационные пластинчатые компрессоры производительностью 120–4200 м³/ч. Компрессоры малой производительности имеют непосредственный привод от электродвигателя, крупные машины производительностью выше 25 м³/мин. имеют невысокую скорость вращения (400–600 об./мин), поэтому их привод осуществляется от электродвигателя через понижающий редуктор.

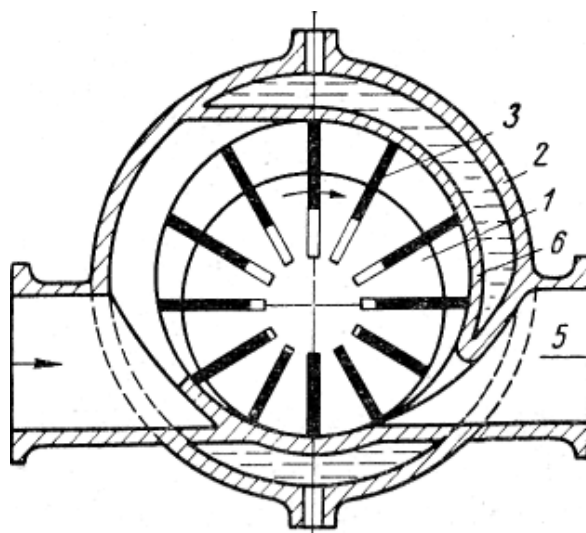


Рис. 7.29. Схема пластинчатого ротационного компрессора:

1 – ротор; 2 – корпус; 3 – пластины; 4, 5 – патрубки; 6 – стенка

Центробежные компрессоры (турбокомпрессоры) по принципу действия и конструкции очень близки к турбовоздуховкам.

В турбокомпрессоре на валу монтируют значительно большее количество рабочих колес, которые разделены по размерам на несколько серий. В пределах одной серии рабочие колеса имеют одинаковые диаметр и ширину.

На рис. 7.30 показан разрез многоступенчатого турбокомпрессора. В этом компрессоре четыре ступени сжатия. Каждая ступень сжатия образована серией рабочих колес одинакового размера. Между сериями рабочих колес расположены промежуточные холодильники, в которых газ перед поступлением в очередную ступень охлаждается.

Отечественной промышленностью выпускаются турбокомпрессоры производительностью до 40 000 м³/ч и числом ступеней до 12. Ротор турбокомпрессора вращается со скоростью 3 500–6 000 об/мин. Выбор типа компрессора определяется экономическими соображениями.

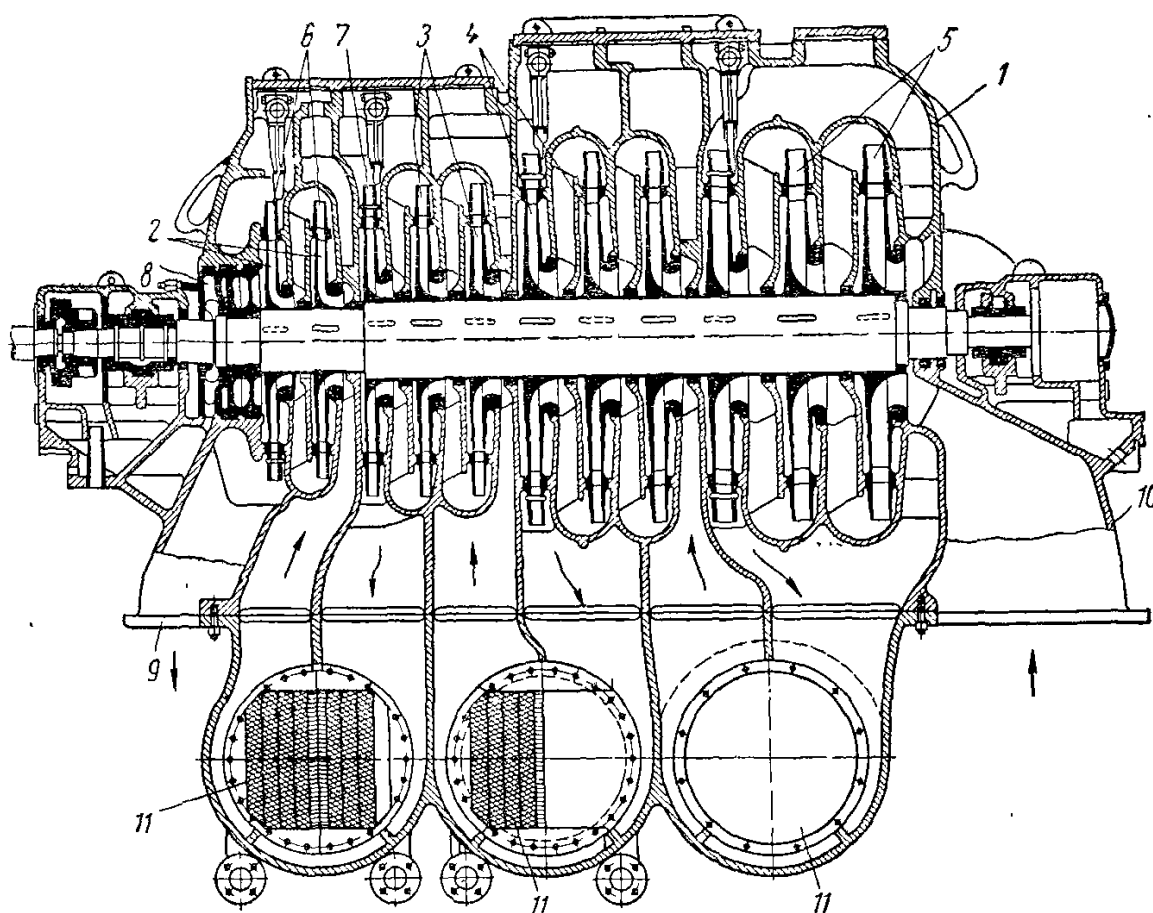


Рис. 7.30. Многоступенчатый турбокомпрессор:

- 1 – корпус; 2, 3, 4, 5 – рабочие колеса; 6 – неподвижные направляющие аппараты; 7 – подвижный направляющий аппарат; 8 – разгрузочный поршень;
9 – нагнетательный патрубок; 10 – всасывающий патрубок;
11 – промежуточный холодильник

7.2.4. Вакуум-насосы предназначены для отсасывания газа из аппаратов с целью создания в них разрежения. По конструкции различают вакуум-насосы: а) поршневые, б) ротационные, в) струйные.

Поршневые вакуум-насосы немногим отличаются от поршневых компрессоров: в них лишь вместо клапанов вмонтирован золотник, при помощи которого производится попеременно всасывание и выпуск газа. Поршневые вакуум-насосы создают разрежение, равное 80–85 %.

В водокольцевом ротационном вакуум-насосе ротор снабжен неподвижными пластинами (рис. 7.31).

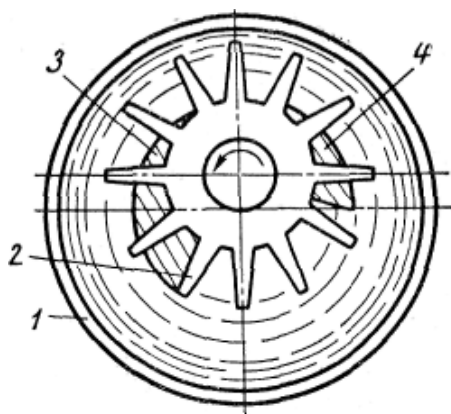


Рис. 7.31. Схема водокольцевого ротационного вакуум-насоса:
1 – корпус; 2 – ротор; 3, 4 – отверстия

Принцип работы водокольцевого ротационного вакуум-насоса. Изменение объема камер, аналогичных камерам ротационного пластинчатого компрессора, в нем осуществляется следующим образом. Корпус 1 вакуум-насоса заливается приблизительно наполовину водой. При вращении ротора 2 она отбрасывается пластинами к внутренним стенкам корпуса, образуя вращающееся жидкостное кольцо. Вследствие эксцентричного размещения ротора в корпусе пространство камер, не заполненных жидкостью, различно: в верхней части компрессора камеры почти целиком заполнены жидкостью, а в нижней, наоборот, заполнены лишь частично. Разреженный газ засасывается в насос через отверстие 3, сжимается в камерах до атмосферного давления и выбрасывается через отверстие 4. Патрубки для входа и выхода газа располагают на торцовых крышках насоса.

Вакуум-насосы подобного типа непосредственно соединены с электродвигателем, ввиду отсутствия распределительных механизмов и клапанов мало засоряются, газ отсасывается. Благодаря этим достоинствам ротационные водо-

кольцевые вакуум-насосы получили широкое распространение в химической промышленности. Они способны создать разрежение до 90–95 %.

Струйные вакуум-насосы, называемые эжекторами, представляют собой трубу Вентури с паровым соплом. На рис. 7.32 показана схема такого пароструйного одноступенчатого насоса.

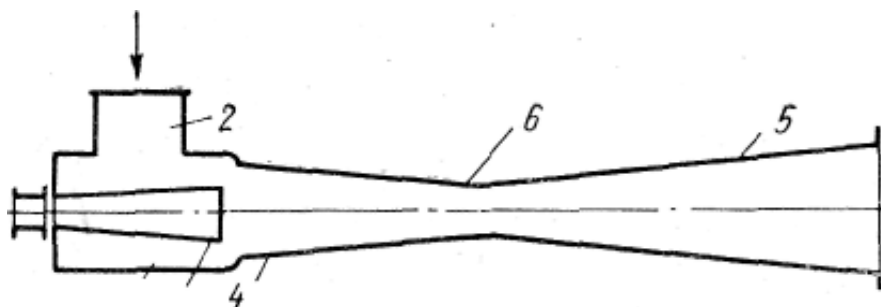


Рис. 7.32. Схема одноступенчатого пароструйного вакуум-насоса:

1 – корпус камеры; 2 – всасывающий патрубок; 3 – паровое сопло;
4 – смеситель; 5 – диффузор; 6 – горло диффузора

Принцип работы одноступенчатого пароструйного вакуум-насоса. Он включает цилиндрическую камеру 1 с всасывающим патрубком 2. В камеру введено паровое сопло 3. На фланцах к ней присоединена труба, имеющая сужающуюся 4 (смеситель) и расширяющуюся 5 (диффузор) части. Пар, подаваемый к соплу, адиабатически расширяется и выходит в камеру со скоростью 1000–1400 м/с. Струя пара вследствие поверхностного трения увлекает в движение газ, находящийся в камере. На место захваченного газа через всасывающий патрубок 2 непрерывно подпитываются новые порции газа. Пар в смесителе 4 смешивается с газом. Смесь поступает в диффузор 5, где кинетическая энергия потока частью преобразуется в потенциальную энергию давления. В результате этого разреженный газ сжимается в насосе до атмосферного давления и выбрасывается из него в линию нагнетательный.

Вакуум, создаваемый одноступенчатым насосом, не превышает 90 %, поэтому если требуется более глубокий вакуум, соединяют последовательно в ряд 2–4 струйных насоса. В этом случае между насосами устанавливают конденсаторы, в которых газ отделяют от пара конденсацией последнего водой. Благодаря этому в каждой последующей ступени насоса не затрачивается лишняя энергия на сжатие отработавшего в предыдущей ступени пара.

На рис. 7.33 представлена схема установки многоступенчатого пароструйного вакуум-насоса.

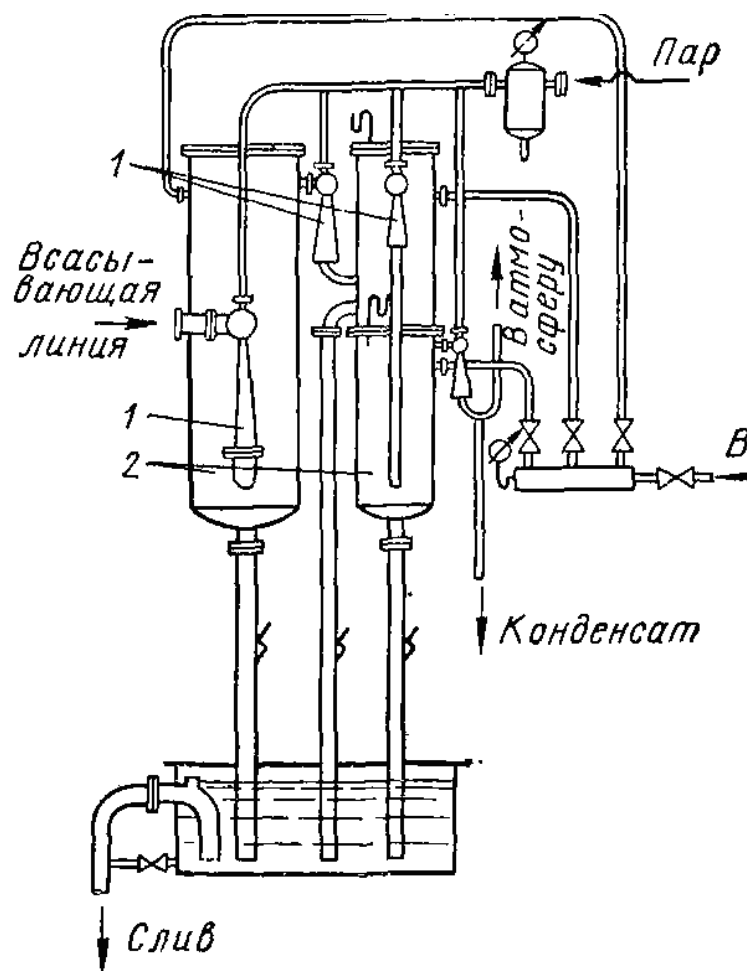


Рис. 7.33. Схема установки многоступенчатого пароструйного вакуум-насоса (эжектора):
1 – эжектор; 2 – конденсатор первой ступени

Принцип работы многоступенчатого пароструйного вакуум-насоса. Газ засасывается эжектором 1 первой ступени и вместе с паром выбрасывается в конденсатор 2 первой ступени. В конденсаторе отработанный пар конденсируется водой, и конденсат вместе с водой стекает по барометрической трубе в нижний сборник, газ же поступает на сжатие в эжектор второй ступени, где процесс повторяется.

Число ступеней и, следовательно, эжекторов зависит от величины вакуума: для остаточного давления 30 мм рт. ст. надо иметь три эжектора, а для давления 10 мм рт. ст. надо установить четыре эжектора. Многоступенчатые пароструйные вакуум-насосы способны создать разрежение до 95–98 %.

ЗАВОДСКАЯ ИНФРАСТРУКТУРА

8.1. Инженерные сети и технологические трубопроводы

Территории предприятий НП, НХ и ОС характеризуются большой протяженностью технологических трубопроводов и инженерных сетей (линий электропередач, водопровода, канализации, кабелей систем управления). При разработке генплана должно быть обеспечено прохождение инженерных сетей по кратчайшему направлению и разделение их по назначению и способам прокладки.

Технологические трубопроводы и инженерные сети размещают в полосе, расположенной между внутривозовскими автодорогами и границами установок, а также в коридорах внутри кварталов.

Как уже указывалось, существуют различные способы прокладки коммуникаций: подземный, наземный в лотке, наземный на шпалах, эстакадный.

При прокладке трубопроводов на эстакадах в проекте необходимо иметь резерв для дополнительных трубопроводов, которые могут появиться при расширении предприятия и строительстве последующих очередей. В целях экономии территории магистральные эстакады наземных трубопроводов в производственной зоне проектируются многоярусными.

При прокладке сетей на низких опорах трубопроводы объединяют в пучки шириной не более 1,5 м. Если для ремонта трубопроводов используется монтажный кран, устанавливаемый на автомобильной дороге, то конкретная ширина пучка трубопроводов определяется длиной стрелы крана. В случаях, когда сети на низких опорах расположены вне зоны доступности крана, движущегося по автодороге, для движения автокранов и пожарных машин предусматривается свободная полоса шириной в 4,5 м вдоль пучка трубопроводов. Для пересечения технологических трубопроводов, размещенных на низких опорах, с внутривозовскими автодорогами проектируются специальные железобетонные мосты. Ширина полосы, в которой размещены трубопроводы на низких опорах, должна обеспечивать возможность прокладки дополнительных трубопроводов при расширении завода.

Для прокладки электрических кабелей от источников питания (ТЭЦ, главной понижающей подстанции) до потребителей проектируются самостоятельные кабельные эстакады с проходными мостиками обслуживания. Кабельные эстакады размещают вдоль дорог со стороны, противоположной стороне прокладки эстакад технологических трубопроводов. В местах пересечения электрокабельных эстакад с наземными продуктопроводами первые размещают ниже

технологических трубопроводов и предусматривают глухое огнестойкое покрытие, защищающее электрические кабели.

Совмещение кабельных эстакад с эстакадами технологических трубопроводов считается допустимым, если число кабелей не превышает 30.

Подземные сети и коммуникации укладывают по возможности в одну траншею с учетом сроков ввода в эксплуатацию каждой сети и нормативно установленных расстояний между трубопроводами.

8.2. Вертикальная планировка. Водоотвод с площадки

Задачей вертикальной планировки территории предприятия является приведение рельефа площадки в соответствие с проектом с учетом высотного размещения зданий и сооружений.

Вертикальная планировка решает различные технологические и строительные задачи. Это обеспечение такого высотного расположения зданий и сооружений, при котором создаются наилучшие транспортные условия; создание условий для быстрого сбора и отвода атмосферных вод с площадки; организация рельефа и систем канализации, обеспечивающих быстрый отвод и сбор аварийно разлившихся продуктов в наиболее безопасные места, а также быстрое удаление воды, используемой для пожаротушения.

Применяют следующие системы вертикальной планировки:

- сплошную;
- выборочную;
- смешанную или зональную.

При сплошной системе планировочные работы выполняют по всей территории предприятия, при выборочной – предусматривают планировку только тех участков, где располагаются здания и сооружения.

При смешанной системе планировки часть территории завода планируют выборочно, а часть – по системе сплошной планировки.

Действующие нормативы предусматривают на предприятиях с плотностью застройки более 25 %, с большой насыщенностью промышленной площадки дорогами и инженерными сооружениями следует применять систему сплошной вертикальной планировки. Руководствуясь этим требованием, на современных НПЗ, НХЗ и ОС вместо распространенной прежде смешанной системы применяют сплошную вертикальную планировку.

Основными критериями рациональности вертикальной планировки в настоящее время считаются:

- обеспечение удобства технологических связей,
- улучшение условий строительства и заложения фундаментов.

При проведении вертикальной планировки необходимо предусматривать снятие (в насыпях и выемках), складирование и эффективное временное хранение

ние плодородного слоя почвы, который затем используется по усмотрению органов, предоставляющих в пользование земельные участки.

Принимают следующие уклоны поверхности площадки завода:

- для глинистых грунтов..... 0,003–0,05
- для песчаных грунтов..... 0,03
- для легко размываемых грунтов 0,01
- для вечномёрзлых грунтов..... 0,03

Резервуарные парки и отдельно стоящие резервуары с легковоспламеняющимися и горючими жидкостями, сжиженными газами и ядовитыми веществами располагают, как правило, на более низких отметках по отношению к зданиям и сооружениям. В целях пожарной безопасности эти резервуары обносят земляными валами или несгораемыми стенами.

Проектируя вертикальную планировку площадки, необходимо обеспечить, чтобы уровень полов первого этажа зданий был не менее чем на 15 см выше планировочной отметки примыкающих к зданию участков.

Для отвода поверхностных вод и аварийно разлившихся нефтепродуктов применяют смешанную систему открытых ливневых стоков (лотков, кюветов, водоотводных канав) и закрытой промышленной ливневой канализации. Закрытую канализацию используют на участках повышенной пожарной опасности нефтеперерабатывающих и нефтехимических производств. Поверхностные воды (дождевые и талые) с территории предприятий направляют в пруды-накопители.

8.3. Транспортные системы

При разработке проекта генплана промышленной площадки детально прорабатывают вопросы внешнего и внутреннего транспорта. Внешним транспортом химических предприятий являются железные и автомобильные дороги, связывающие их с путями сообщения общего пользования; к внутреннему транспорту относят транспортные средства, расположенные на территории завода.

Особенностью предприятий нефтепереработки, нефтехимии и органического синтеза является отсутствие внутризаводских железнодорожных перевозок. Железнодорожные пути используют для отгрузки готовой продукции и приема сырья, реагентов, тары. Поэтому сеть железных дорог на территории предприятий по возможности концентрируют, группируя на генеральном плане объекты, которые обслуживаются железной дорогой.

Для создания условий бесперегрузочного выхода на внешнюю сеть железных дорог пути на заводах НП, НХ и ОС проектируют с шириной колеи 1 520 мм (нормальная колея). Проектирование внутреннего железнодорожного

транспорта на этих предприятиях ведут на основании СНиП П-46–75 «Промышленный транспорт».

Внутризаводские автодороги в зависимости от назначения подразделяются на магистральные, производственные, проезды и подъезды. Магистральные дороги обеспечивают проезд всех видов транспортных средств и объединяют в общую систему все внутризаводские дороги. Параметры магистральных автодорог (ширина проезжей части и обочин, конструкция покрытия, радиусы поворотов и т. п.) должны обеспечивать возможность проезда монтажных кранов и механизмов, подвоз крупногабаритных и тяжелых аппаратов и конструкций.

Производственные дороги служат для связи цехов, установок, складов и других объектов предприятия между собой и магистральными дорогами. По этим дорогам перевозятся грузы основного производства и строительные грузы. Проезды и подъезды обеспечивают перевозку вспомогательных и хозяйственных грузов, проезд пожарных машин.

Число полос движения, ширина проезжей части и обочин земляного полотна выбираются в соответствии с назначением дорог и грузонапряженностью. Наибольшая интенсивность движения, приходящаяся на одну полосу проезжей части внутризаводских дорог, не должна превышать 250 автомобилей в час. Как правило, дороги предусматривают с одной общей проезжей частью.

Внутризаводские дороги проектируют, как правило, прямолинейными. Схема дорог на заводе может быть кольцевой, тупиковой или смешанной.

Расстояние от внутризаводской автодороги или проезда до сооружений и зданий, в которых находятся производства категорий А, Б, В и Е, должно быть не менее 5 м. В пределах обочины внутризаводских автодорог допускается прокладка сетей противопожарного водопровода, связи, сигнализации, наружного освещения и силовых электрокабелей.

На заводах НП, НХ и ОС сооружают, как правило, дороги загородного профиля, их земляное полотно приподнято над прилегающей территорией и служит в районе товарно-сырьевой базы вторым обвалованием. Целесообразно иметь планировочные отметки проезжей части автодорог не менее чем на 0,3 м выше планировочных отметок прилегающей территории.

При выборе типа дорожных покрытий руководствуются и условиями периода строительства: применяют надежные типы капитальных покрытий.

8.4. Энергообеспечение предприятий

8.4.1. Теплоснабжение. *Основные потребители тепловой энергии.* На современных предприятиях НП, НХ и ОС тепловая энергия расходуется в виде пара и горячей воды. Значительное количество пара используют на технологические нужды: подают в ректификационные колонны, в нагреватели и кипятильники, в пароструйные эжекторы (для создания вакуума). Пар применяют в

приводах компрессоров и насосов, используют для обогрева и пропарки трубопроводов, обогрева емкостей, шкафов приборов КИП и А и импульсных линий. Горячую воду применяют для горячего водоснабжения и отопления, для нагрева нефтепродуктов, обогрева трубопроводов и лотков.

При проектировании технологических установок и объектов общезаводского хозяйства следует стремиться к сокращению использования пара там, где это представляется возможным. Так, в частности, не рекомендуется применять насосы и компрессоры с паровым приводом, т.к. этот вид привода имеет низкую эффективность; при использовании пара для привода поршневых насосов образуется значительное количество трудноутилизируемого загрязненного нефтепродуктами пара низких параметров («мятого пара»).

Проектируя обогрев трубопроводов внутри установок и на межцеховых коммуникациях, следует минимизировать применение пара. Пар допускается использовать только для обогрева вязких продуктов с высокой температурой кристаллизации и застывания (фенола, бензола, мазута, битума, смол). Вместо пара, где это возможно, для обогрева емкостей и резервуаров рекомендуется использовать горячую воду.

В настоящее время системы теплофикации проектируют только с использованием горячей воды. Применение горячей воды более удовлетворяет гигиеническим требованиям, создает возможность осуществить централизованное качественное регулирование отпуска тепла, позволяет проще присоединиться к тепловым сетям. Широкое применение горячей воды дает возможность использовать низкопотенциальную теплоту «мятого пара», парового конденсата и т. п.

Параметры теплоносителей. При разработке проектов на предприятиях НП, НХ и ОС предусматривают прокладку коллекторов пара трех-четырёх параметров.

Пар давлением 11,5 МПа используют на заводах нефтехимии и органического синтеза; его подают в турбины, которые являются приводами компрессоров на установках пиролиза.

Пар давлением 2,5–4,0 МПа применяют для турбинного привода компрессоров и нагрева продуктов выше 160 °С, если нецелесообразно осуществлять огневой подогрев или подогрев с применением промежуточных теплоносителей.

Наиболее широко используется на заводах НП, НХ и ОС пар давлением 1,0–1,3 МПа, подвод которого предусмотрен проектами практически всех технологических установок.

Пар давлением 0,2–0,7 МПа предназначен для обогрева кипятильников на установках и в блоках газоразделения, для пожаротушения и обогрева трубопроводов и оборудования.

В случаях, когда потребителям необходим пар более низких параметров, чем предусмотрено в проекте завода, для объекта-потребителя проектируют ре-

дукционно-охлаждающее устройство (РОУ), которое снижает температуру и давление пара.

Для современных химических предприятий предусматривают две системы горячего теплоснабжения.

Одна из систем (вода промтеплофикации) служит для обогрева технологических аппаратов и трубопроводов, нагрева химочищенной воды перед деаэратором, для выработки холода абсорбционно-холодильными установками.

Другая система (теплофикационная вода) используется только для нужд отопления и вентиляции. Использование промтеплофикационной воды для отопления и вентиляции недопустимо, исходя из условий техники безопасности. Промтеплофикационная и теплофикационная вода применяются с температурным графиком 150–70 °С или 130–70 °С. Для более полной утилизации тепла при проектировании новых НПЗ повышают начальную температуру теплофикационной воды. Снижение температуры до необходимой величины осуществляют в элеваторных узлах на вводе в здание.

Источники тепловой энергии. Источниками тепловой энергии для заводов НП, НХ и ОС являются теплоэлектроцентрали (ТЭЦ), а также котельные и установки по использованию вторичных энергоресурсов.

ТЭЦ, как правило, принадлежат РАО ЕС и проектируются организациями этого концерна. Задания на проектирование ТЭЦ выдаются при участии проектировщиков химических заводов. При разработке задания на проектирование ТЭЦ проводят расчет потребности в паре и горячей воде для каждой технологической установки и объектов общезаводского хозяйства, выявляют количество пара и горячей воды, которое может быть получено в котлах-утилизаторах. Определяют потребность завода в химически очищенной воде (ХОВ), которую расходуют на питание котлов-утилизаторов и для технологических нужд. Поскольку экономически целесообразно организовать централизованное производство ХОВ при ТЭЦ, необходимо учесть всех потребителей этой воды.

При подготовке задания оценивают также количество и качество конденсата, получаемого на предприятии, и долю возвращаемого на ТЭЦ конденсата от общего количества пара, поступающего с ТЭЦ.

При оценке экономической и технической целесообразности сбора и возврата конденсата учитывают, что взамен конденсата, не возвращенного потребителям, к питательной воде котлов ТЭЦ должно быть добавлено такое же количество свежей воды. Свежую воду тщательно готовят перед подачей в котлы (подвергают химической очистке, обессоливанию). Затраты на подготовку свежей воды значительно выше, чем на очистку конденсата. Следует также иметь в виду, что потребителю возвращают стоимость тепловой энергии, содержащейся в конденсате, передаваемом на ТЭЦ.

В задании, выдаваемом на проектирование ТЭЦ, следует указать:

1) потребление пара и горячей воды различных параметров летом, зимой и за год в целом;

2) потребление химочищенной воды для котлов-утилизаторов и технологических нужд в различные периоды года;

3) потребление конденсата для технологических целей;

4) предполагаемое количество возвращаемого конденсата.

При выдаче задания учитывают потребителей как первой, так и последующих очередей строительства завода. Необходимо принять во внимание, что для первоначального пуска установок, которые затем будут использовать пар от утилизационных устройств, нужно подать пар со стороны (от ТЭЦ).

На одном из нефтехимических заводов была построена крупнотоннажная установка пиролиза. Схемой установки было предусмотрено получение в закально-испарительном аппарате пара давлением 11,5 МПа, который после перегрева в отдельно стоящем пароперегревателе намечалось использовать в паровой турбине, являющейся приводом компрессора. Однако авторы проекта установки не предусмотрели подачу пара 11,5 МПа со стороны на период пуска. Это привело к значительным затруднениям в начальный период эксплуатации и стало причиной многомесячной задержки вывода установки на проектные показатели.

При разработке генерального плана промрайона следует максимально приближать ТЭЦ к химическому предприятию, располагая ее со стороны наиболее энергоемких производств. Желательно, чтобы направления расширения ТЭЦ и предприятия совпадали.

Проектирование тепловых сетей. Тепловые сети условно делятся на внешние (от ТЭЦ до предприятия) и внутренние (проложенные по территории завода).

В свою очередь внутренние сети подразделяют на межцеховые и внутрицеховые. В зависимости от вида теплоносителя тепловые сети химических предприятий делятся на паровые, водяные и сети сбора и конденсатные.

Диаметры тепловых сетей рассчитывают по допустимым скоростям движения и допустимым перепадам давления. Для приближенных расчетов рекомендуются следующие примерные скорости движения, м/с:

пар в трубопроводах среднего диаметра:

перегретый ≤ 50

насыщенный ≤ 35

пар в трубопроводах большого диаметра:

перегретый ≤ 80

насыщенный ≤ 65

конденсат самотечный 0,2

конденсат охлажденный (от насоса) 1,2

Паровые сети на предприятиях могут быть спроектированы по радиальной (тупиковой) и кольцевой схемам. Более надежное двухстороннее снабжение паром объектов завода обеспечивается применением кольцевой схемы. Между ТЭЦ и заводом рекомендуется предусматривать не менее двух магистральных паропроводов, рассчитывая каждый на пропуск не менее 70 % потребляемого заводом пара.

Для снижения стоимости строительства проектируют прокладку тепловых сетей совместно с технологическими трубопроводами на общих эстакадах или низких опорах. Трубопроводы пара и воды прокладывают с уклоном для обеспечения возможности их опорожнения и дренажа.

Дренаж паропроводов по постоянной схеме осуществляют через специальные устройства, которые устанавливают перед вертикальными подъемами и через определенное расстояние на прямых участках. Конденсат через конденсатоотводчики направляют в сборный конденсатопровод. Для пускового дренажа предусматривают штуцеры с запорной арматурой. Конденсат, образующийся при прогреве паропроводов от точек пускового дренажа, сбрасывают наружу. Для дренажа трубопроводов горячей воды и конденсатопроводов предусматривают спускники (устройства для спуска воды из нижних точек) и воздушники (устройства для выпуска воздуха из верхних точек). Диаметр спускника должен обеспечить спуск воды из дренируемого участка не более чем за 5 ч.

При проектировании тепловых сетей необходимо провести расчеты: гидравлический, на прочность и компенсацию температурных удлинений.

Гидравлический расчет позволяет определить диаметры трубопроводов, потери давления (напора) и конечные параметры теплоносителя.

Сбор, очистка и возврат конденсата. При проектировании предприятий НП, НХ и ОС предусматривают сбор, очистку и возврат парового конденсата к источникам пароснабжения (ТЭЦ, котельным). Системы сбора, очистки и возврата конденсата включают: узлы сбора конденсата у потребителей; трубопроводы, транспортирующие конденсат от потребителей к конденсатным станциям; конденсатные станции с блоками очистки конденсата; трубопроводы, транспортирующие конденсат к источникам пароснабжения.

Существуют открытые и закрытые системы сбора конденсата. В открытых системах баки для сбора конденсата соединены с атмосферой, а в закрытых системах баки и присоединенная к ним система находятся под избыточным давлением. Недостатком открытых систем является то, что в них происходит соприкосновение конденсата с воздухом, насыщение конденсата кислородом и, как следствие, интенсивно развиваются коррозионные процессы. Для всех новых и реконструируемых предприятий следует проектировать только

закрытые системы сбора конденсата, поддерживать давление в конденсатных баках не ниже 0,5 МПа.

Для отвода сконденсировавшегося в теплопотребляющих аппаратах конденсата применяются конденсатоотводчики. Наиболее часто на НПЗ и НХЗ используются конденсатоотводчики термодинамического типа, принцип действия которых основан на использовании кинетической энергии пара. В конденсатоотводчиках этого типа достигается наименьшая потеря пара с отводимым конденсатом. Термодинамические конденсатоотводчики в исправном состоянии пропускают только жидкую фазу (конденсат).

В тех случаях, когда на технологической установке потребляется пар различных параметров, нужно включать в схемы теплоснабжения расширители конденсата. Расширители устанавливаются после конденсатоотводчиков пара большего давления. Пар вторичного вскипания из расширителей конденсата выводится в паропровод меньшего давления.

Конденсатопроводы прокладывают совместно с технологическими трубопроводами на эстакадах или низких опорах; в низких точках конденсатопроводов предусматривают спускные вентили для слива конденсата. Всюду, где возможно, конденсатопроводы прокладывают так, чтобы использовать их в качестве теплоспутника технологических трубопроводов. На установках теплоту конденсата следует использовать для подогрева технологических продуктов, химочищенной воды для котлов-утилизаторов и т. д.

Конденсат по трубопроводам от технологических установок и объектов общезаводского хозяйства должен подаваться на районные конденсатные станции, а от них – на центральную конденсатную станцию. Системы сбора конденсата проектируют так, чтобы на центральную конденсатную станцию конденсат поступал по самостоятельным трубопроводам от группы сходных по технологическому процессу объектов. Такое решение позволяет быстро установить источник загрязнения конденсата, избежать образования стойких эмульсий при смешении разнородных продуктов.

В состав районной конденсатной станции включают:

- герметически закрытые конденсатные баки, давление в которых поддерживается отводом пара вторичного вскипания;
- холодильник пара вторичного вскипания;
- насосы откачки конденсата на центральную конденсатную станцию.

На крупных предприятиях НП и НХ и ОС проектируют до 10 конденсатных станций, размещение которых определяется рельефом площадки и расположением на генплане потребителей пара.

Схема районной конденсатной станции приведена на рис. 8.1.

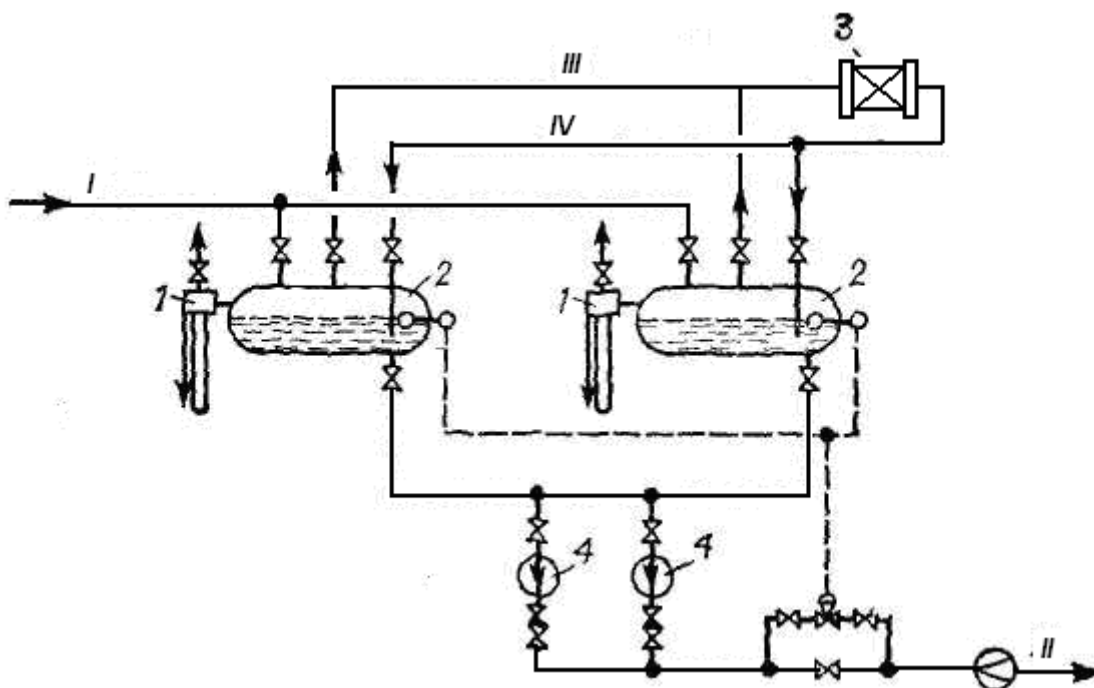


Рис. 8.1. Схема автоматизированной районной конденсатной станции:
 I – конденсат от потребителей; II – конденсат на центральную отстойную станцию; III – пар вторичного вскипания; IV – конденсат пара вторичного вскипания; 1 – гидрозатвор; 2 – емкость конденсата;
 3 – воздушный холодильник; 4 – конденсатные насосы

В состав центральной конденсатной станции входят: резервуары-отстойники конденсата; резервуары чистого конденсата; емкость сбора некондиционных продуктов; насосы для откачивания конденсата и уловленного нефтепродукта. Задачей центральной конденсатной станции является сбор конденсата и очистка его от нефтепродуктов методом отстаивания.

При выборе объема резервуаров-отстойников следует исходить из времени отстоя конденсата и производительности станции. Время отстоя конденсата с установок по переработке газов и легких фракций составляет 2–3 ч, с установок топливно-масляного профиля – 5–8 ч.

В тех случаях, когда в конденсате, поступающем от потребителей, содержится более 200 мг/кг нефтепродукта, его нецелесообразно подвергать очистке, а следует сбрасывать в канализацию. Для охлаждения конденсата необходимо иметь специальные холодильники.

8.4.2. Электроснабжение. *Основные потребители электроэнергии.* Основными потребителями электроэнергии на предприятиях НП, НХ и ОС являются электроприемники технологических установок, блоков оборотного водоснабжения, общезаводских насосных и компрессорных, ремонтно-механических цехов, административно-хозяйственных блоков и т. д. Электроэнергия

потребляется силовыми электроприемниками (приводами насосов, компрессоров, вентиляторов, грузоподъемных и прочих механизмов), расходуется на нужды освещения. Суммарная установленная мощность электроприемников на современных заводах НП, НХ и ОС достигает 300 МВт.

По требованиям надежности электроснабжения все электроприемники химических предприятий делятся на три категории.

К первой категории относят электроприемники, нарушение электроснабжения которых может повлечь за собой опасность для жизни людей, массовый брак продукции, длительное нарушение технологического процесса. Для электроприемников этой категории проектируют системы обеспечения энергией от двух независимых источников питания. Электроснабжение приемников первой категории прерывается лишь на время автоматического ввода резервного питания. Наиболее ответственные потребители, перерыв в электроснабжении которых может сопровождаться взрывами, пожарами, порчей основного технологического оборудования, выделяются в особую группу первой категории. Для электроснабжения приемников особой группы следует предусматривать третий независимый источник питания, имеющий мощность, достаточную для безаварийной остановки производства.

В особую группу приемников первой категории выделяют:

- электродвигатели насосов, обеспечивающих подачу масла в систему смазки компрессоров, и насосов, подающих сырье в трубчатые печи процессов пиролиза и термического крекинга;
- электрозадвижки, установленные на ресиверах сжатого воздуха, на вводе пара высокого давления, на линиях подачи топлива в печь и водяного пара на паровую завесу, на всасывании и нагнетании газовых компрессоров;
- электроприводы и цепи оперативного тока систем блокировок компрессорного оборудования и т. п.

К приемникам первой категории относят:

- насосы, подающие сырье в трубчатые печи;
- насосы для создания вакуума;
- компрессоры для циркуляции газовой смеси на установках риформинга и гидроочистки;
- насосы, установленные в насосных водозаборных сооружениях, противопожарного водоснабжения, промышленных и хозяйственных стоков.

Ко второй категории относятся электроприемники, перерыв в электроснабжении которых вызывает массовый срыв отпуска продукции и простой рабочих и механизмов. Перерыв в электроснабжении этих приемников определяется временем, которое необходимо для включения дежурным персоналом резервного питания.

При проектировании заводов НП, НХ и ОС в число электроприемников второй категории включают:

- большинство насосов на технологических установках и в товарно-сырьевом хозяйстве;
- вентиляторы градирен обратного водоснабжения;
- охранное освещение.

Для электроприемников третьей категории допускается перерыв питания на время, необходимое для ремонта или замены поврежденного элемента электроустановки. Продолжительность перерыва – не более суток.

К третьей категории относят электроприемники механических мастерских, лабораторий, складов, заводоуправления и т. д.

Источники электроснабжения. Источником электроснабжения заводов НП, НХ и ОС обычно является сооружаемая вблизи завода ТЭЦ. Мощность ТЭЦ, как правило, определяется потребностью предприятия в тепловой энергии (паре, горячей воде). Количество вырабатываемой попутно с производством пара электрической энергии в большинстве случаев превышает потребляемую заводом электрическую мощность. Избыточную электроэнергию передают в сети энергосистемы.

Для надежности работы завода предусматриваются устройства, обеспечивающие связь ТЭЦ с электрическими сетями энергосистемы. По этим сетям передается с ТЭЦ избыточная электрическая энергия.

Третьим источником питания для электроприемников особой группы первой категории является подстанция глубокого ввода (ПГВ) 110–35/6–10 кВ, которую проектируют на отдельной площадке, территориально не связанной с ТЭЦ. Подстанция связывается с районной системой электроснабжения. Рекомендуется при проектировании НПЗ и НХЗ предусматривать строительство этой подстанции в начале сооружения предприятия и использовать до ввода в эксплуатацию заводской ТЭЦ как источник электроснабжения на стройплощадке. При отсутствии надежной связи с энергосистемой в качестве независимого источника питания применяют дизельные электростанции, оборудованные устройствами автоматического запуска.

Мощность аварийного источника электроэнергии нужно принимать равной 10–20 % общей электрической мощности, потребляемой заводом.

Системы питания предприятий электрической энергией. Система питания предприятий НП, НХ и ОС состоит из внешнего и внутреннего электроснабжения. К внешнему электроснабжению относятся:

- ТЭЦ;
- внешние линии электропередачи к распределительным пунктам (РП) и главным понижающим подстанциям (ГПП) завода;
- понижающие трансформаторные подстанции, получающие питание от сетей энергосистемы.

В систему внутреннего электроснабжения входят:

- понижающие цеховые трансформаторные подстанции (ТП);
- распределительные трансформаторные подстанции (РТП);
- РП, распределительная высоковольтная сеть завода.

Схема внешнего электроснабжения предприятия приведена на рис. 8.2.

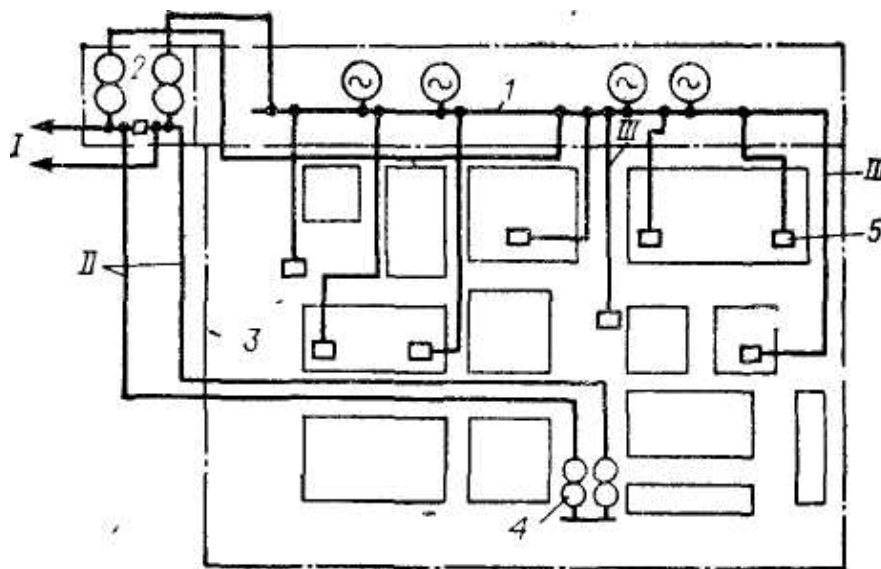


Рис. 8.2. Схема внешнего электроснабжения предприятия:

- I – связь с энергосистемой; II – воздушные линии 35–110 кВ; III – кабельные линии 6–10 кВ; 1 – ТЭЦ; 2 – повышающая подстанция при ТЭЦ; 3 – НХЗ (НХЗ, ЗОС); 4 – заводская ГПП 33–110/6–10 кВ; 5 – РП и РТП 6 кВ

Если установленная мощность предприятий НП, НХ и ОС не выше 50 МВт, питание предприятия проектируют на генераторном напряжении 6 или 10 кВ. При большей мощности переходят на более высокое напряжение – 35 или 110 кВ. Для обеспечения питания в этом случае на ТЭЦ проектируют повышающие подстанции 6–10/35 кВ или 6–10/110 кВ, связанные с внешней электросистемой. На предприятии, по возможности ближе к центру нагрузок, предусматривают главную понижающую подстанцию (ГПП), к которой питание подводят по двум взаиморезервируемым воздушным линиям электропередачи напряжением 35 или 110 кВ. Питание потребителей, расположенных на расстоянии 1–2 км от ТЭЦ, проектируют на генераторное напряжение 6–10 кВ. Питание потребителей осуществляют от ГПП.

Один из основных вопросов, решаемых при проектировании электроснабжения НХЗ, НХЗ и ЗОС, – выбор напряжения. Для высоковольтных распределительных сетей следует применять напряжение 6 или 10 кВ. Преимущества напряжения 10 кВ перед напряжением 6 кВ следующие:

- уменьшение сечений проводов и кабелей, а также относительных величин потерь напряжения и мощности в сетях;
- уменьшение токов нагрузки и токов короткого замыкания;
- упрощение решения вопросов увеличения мощности при расширении.

Однако двигатели на 10 кВ выпускаются в ограниченной номенклатуре, двигатели с единичной мощностью 250–630 кВт на $V=10$ кВ практически отсутствуют, стоимость двигателей 10 кВ выше, чем двигателей 6 кВ. В связи с этим высоковольтные сети напряжением 10 кВ следует предусматривать только для тех предприятий, где источник электроэнергии имеет $V=10$ кВ и где отсутствуют или имеются в незначительном количестве высоковольтные двигатели. Если источник электроэнергии имеет $V=6$ кВ и при выборе оборудования приходится в основном применять высоковольтные двигатели 6 кВ, то для высоковольтных сетей также применяется это напряжение.

Практика проектирования показала, что для большинства НПЗ, НХЗ и ЗОС высоковольтные распределительные сети с $V=10$ кВ применить не удастся.

Для низковольтной силовой сети используют $V=660$ или 380 В. Нормы технологического проектирования рекомендуют в качестве предпочтительного $V=660$ В. Применение этого напряжения позволяет добиться уменьшения расхода металла и снижения затрат на сооружение, ремонт и обслуживание сетей, поскольку уменьшаются сечения проводов и кабелей. Верхний предел единичной мощности выпускаемых низковольтных двигателей с $V=660$ В (мощностью 630–800 кВт) выше, чем для двигателей с $V=380$ В (мощностью 320 кВт), что позволяет расширить пределы применения низковольтных двигателей. Используя для низковольтных сетей $V=660$ В, применяют более мощные трансформаторы, упрощают схемы распределительных устройств. Однако в номенклатуре выпускаемых двигателей с $V=660$ В отсутствуют двигатели ряда специальных исполнений, необходимых для предприятий НП, НХ и ОС. Весьма дефицитна и электроаппаратура с $V=660$ В. Впредь, до выпуска в достаточном количестве электрооборудования и электроаппаратуры на 660 В при проектировании предприятий НП, НХ и ОС принимают напряжение низковольтной распределительной сети завода 380/220 В с глухозаземлённой нейтралью. Для сети освещения во всех случаях применяют напряжение 380/220 В.

Распределение электроэнергии в системах внутреннего электроснабжения проектируется по радиальным и магистральным схемам (рис. 8.3). Радиальные схемы характеризуются тем, что РП или ТП, присоединенные к шинам ГПП или ТЭЦ, питаются по самостоятельным линиям. Для ответственных потребителей предусматривается подача питания на РП и ТП двумя линиями, присоединенными к разным секциям шин ГПП (ТЭЦ). При повреждении одной питающей линии предусматривают автоматическое включение второй (резервной) линии (АВР).

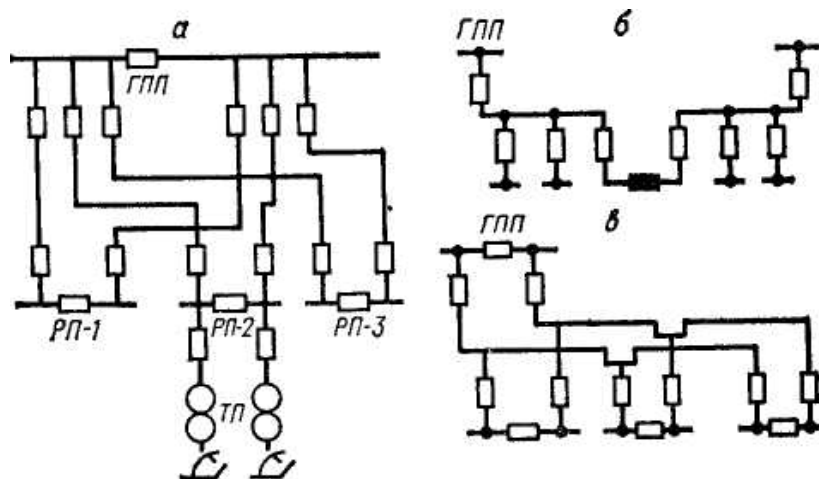


Рис. 8.3. Схемы распределения электроэнергии по заводу:
а) – радиальная схема; б) – магистральная схема с двусторонним питанием; в) – магистральная схема с двойной магистралью

Магистральные схемы отличаются тем, что к питающей магистрали, отходящей от ГПП (ТЭЦ), присоединяют несколько ТП и РП. Питающая магистраль имеет один общий отключающий аппарат со стороны питания. Для обеспечения надежности электроснабжения перед трансформаторами предусматривают разъединитель или выключатель нагрузки. Магистральные схемы проектируют для питания потребителей второй и третьей категорий, а в остальных случаях применяют радиальные схемы, которые являются более надежными и удобными в эксплуатации. Радиальные схемы имеют большую стоимость, чем магистральные, поскольку для их реализации необходимо больше электрооборудования и кабелей. При радиальных схемах сети рекомендуется прокладывать кабельными линиями, а при магистральных – кабелями или голыми токопроводами.

Трансформаторные подстанции и распределительные устройства. Для преобразования электрической энергии высокого напряжения, передаваемой на предприятие от ТЭЦ, или районной подстанции энергосистемы, в энергию пониженного напряжения проектируют понижающие трансформаторные подстанции (ТП) напряжением 110/6; 35/6 и 6/0,4 кВ. В составе ТП имеются трансформаторы и вспомогательные устройства (аккумуляторные батареи или выпрямительные устройства, устройства управления, защиты, сигнализации, а при наличии пневмопривода компрессоры и ресиверы).

Для распределения электроэнергии нужного напряжения между отдельными потребителями проектируют распределительные устройства (РУ), в состав которых входят коммутационные аппараты, устройства защиты и автоматики, сборные и соединительные шины.

При проектировании установок распределительные устройства часто совмещают с трансформаторными подстанциями 6/0,4–0,23 кВ, создавая распределительно-трансформаторные подстанции (РТП). ТП и РУ проектируют и отдельно стоящими, и сблокированными с производственными зданиями.

Главные понижающие подстанции 110–35/6 кВ проектируют отдельно стоящими; силовые трансформаторы этих подстанций рекомендуется размещать открытыми, в непосредственной близости от РУ 6–10 кВ. Распределительные устройства 110 кВ проектируют в открытом исполнении, если ГПП находится за пределами ограждения завода, и в закрытом исполнении при размещении ГПП в пределах промплощадки. РУ 6–10 кВ предусматривают в закрытом помещении. ГПП комплектуют силовыми трансформаторами с масляным заполнением мощностью 6300–40000 кВА, масляными или воздушными выключателями на напряжение 35–110 кВ с приводами, разъединителями, отделителями и короткозамыкателями с приводами, реакторами, ограничивающими токи короткого замыкания до безопасной величины, комплектными РУ 6 кВ и другим оборудованием.

В проектах предприятий НП, НХ и ОС предусматривают сооружение нескольких ТП, мощность которых и размещение на генплане предприятия определяются в зависимости от электрических нагрузок потребителей. Расстояние между отдельно стоящими подстанциями и ближайшими взрывоопасными установками выдерживают в соответствии с правилами устройства электроустановок и противопожарными нормами.

Если суммарная мощность, потребляемая технологической установкой (цехом), выше 3 000 кВт (при $V=380$ В), в состав этой установки включают самостоятельную ТП. При проектировании ТП на установках подстанцию, а также распределительные устройства пристраивают к зданиям, внутри которых размещают потребители с наибольшей нагрузкой. При этом соблюдают требования правил устройства электроустановок и противопожарных норм, предусматривают подъем уровня полов в помещениях ТП и РУ выше уровня примыкающего взрывоопасного помещения, отделяют помещения РП и РУ от смежных взрывоопасных помещений глухой несгораемой стенкой, создают избыточное давление (подпор воздуха) в помещениях РП и РУ. Кабельные прокладки при этом выводят из электропомещения за пределы здания, а затем вновь заводят в помещения, где размещены технологические объекты.

Как правило, не предусматривают питание объектов, технологически не связанных с установкой, от ТП, расположенной на территории установки.

Для ТП и РТП, расположенных на установках и в общезаводском хозяйстве, предусматривают следующее основное оборудование:

- комплектные распределительные устройства (КРУ) 6 кВ заводского изготовления;
- комплектные трансформаторные подстанции (КТП) 6/0,4–0,23 кВ заводского изготовления, состоящие из силовых трансформаторов с масляным заполнением мощностью от 630 до 2500 кВА и комплектных распределительных устройств 0,4 кВ.

На ГПП и ТП, питающих потребителей первой и второй категорий, предусматривают два трансформатора, выбирая мощность трансформаторов так, чтобы в аварийных случаях можно было бы длительное время обеспечивать 100 % нагрузки одним трансформатором. На ТП, питающей потребителей третьей категории, проектируют один трансформатор.

В проектах электроснабжения предприятий НП, НХ и ОС предусматривают хранение на складе резервных трансформаторов, общих для всех ТП завода (по одному трансформатору каждого типоразмера). Это позволяет в кратчайшие сроки восстановить нормальную работу ТП при выходе из строя трансформаторов.

Для ГПП и ТП, питающих потребителей первой и второй категорий, проектируют подачу электроэнергии, как минимум, по двум линиям от независимых источников питания, причем каждую линию рассчитывают на 100 % нагрузки. ТП, питающие потребителей третьей категории, снабжают электроэнергией по одной линии.

Силовое электрооборудование. К силовому электрооборудованию НПЗ, НХЗ и ЗОС относят распределительные устройства, электродвигатели и прочие электроприемники с пусковой и защитной аппаратурой к ним.

При проектировании предприятий НП, НХ и ОС следует учитывать, что все механизмы, имеющие электрический привод (насосы, компрессоры и т. д.), поставляются комплектно с электродвигателями. Выбор двигателя зависит от рода тока, напряжения, мощности, исполнения. Наибольшее распространение на заводах НП, НХ и ОС получили асинхронные электродвигатели трехфазного тока с короткозамкнутым ротором.

Необходимую мощность двигателя для электропривода находят по каталогам оборудования. Рекомендуются максимально использовать низковольтные электродвигатели, избегая по возможности применения высоковольтных двигателей. При выборе единичной мощности электродвигателя следует проверять возможность его прямого пуска от питающей сети.

Взрывозащищенные высоковольтные электродвигатели в продуваемом исполнении мощностью до 800 кВт могут быть запроектированы с разомкнутым циклом вентиляции; для более мощных электродвигателей рекомендуется, как правило, проектировать замкнутый цикл вентиляции.

При выборе электродвигателей к насосам и компрессорам следует выполнять поверочные расчеты, которые учитывают расхождение между числом оборотов привода и агрегата.

Выбор аппаратуры управления и защиты электродвигателей и других приемников энергии проводят в зависимости от принятого способа управления (ручное, дистанционное, автоматическое), рода тока, напряжения и мощности, необходимости защиты электроприемников от перегрузки, короткого замыкания, исчезновения напряжения.

При ручном способе приемники управляются с помощью рубильников, выключателей, переключателей, ручных пускателей и автоматов, при дистанционном – с помощью магнитных пускателей и контакторов. Выбор аппаратуры по роду тока, напряжению и мощности заключается в поиске по каталогам аппаратов, соответствующих показателям подключаемого приемника.

Для защиты электродвигателей от перегрузки и коротких замыканий проектом предусматривают плавкие предохранители, тепловые реле, тепловые элементы, реле максимального тока, а для защиты от снижения и исчезновения напряжения – реле напряжения или нулевые катушки выключателей. Предусматривают встраивание элементов защиты в аппараты управления.

В зависимости от места установки применяют аппараты управления общего назначения или взрывозащищенные. При проектировании заводов НП, НХ и ОС нужно всюду, где это допустимо, применять аппараты управления общего назначения, которые отличаются большей надежностью и долговечностью в работе, а также значительно меньшей стоимостью в сравнении с аппаратами управления взрывозащищенных типов.

В тех случаях, когда электроприемники размещаются во взрывоопасных помещениях, а для управления используются магнитные пускатели нормального исполнения, необходимо предусматривать вынос пускателей в отдельные электрощитовые помещения. У электроприемников следует устанавливать только взрывозащищенные кнопки, ключи или посты управления.

Как правило, в наружных взрывоопасных установках также применяют пусковые аппараты общепромышленного исполнения, проектируя их размещение вне взрывоопасной зоны (снаружи или в ближайшем помещении).

Для управления электродвигателями напряжением 6 кВ используют масляные выключатели, устанавливаемые в камерах комплектных распределительных устройств на подстанциях и имеющие дистанционное управление.

Электрические сети. Для передачи и распределения электроэнергии на НПЗ и НХЗ проектируют электрические сети. Для связи ТЭЦ с энергосистемой, подключения главных понижающих подстанций и подстанций глубокого ввода 3–110/6 кВ предусматривают воздушные линии электропередачи. По террито-

рии заводов НП, НХ и ОС электроэнергию передают кабельными линиями электропередач; если передаваемая от ТЭЦ и ГПП при напряжении 6–10 кВ мощность выше 30 МВт, то рекомендуют рассмотреть возможность и целесообразность применения гибких и жестких токопроводов.

Наружные электрические сети прокладывают и по территории завода (межцеховые кабельные сети), и вне помещений на территории установок и цехов (наружные внутрицеховые кабельные сети). Прокладку кабельных сетей проектируют в туннелях, непроходных каналах, траншеях и на эстакадах.

Для прокладки кабелей 6–10 кВ от распределительного устройства ТЭЦ до ограждения завода проектируют подземные сдвоенные кабельные каналы (при количестве кабелей до 20) и кабельные туннели (при количестве кабелей выше 20). Для повышения надежности электроснабжения предусматривают прокладку рабочих и резервных кабелей в разных отделениях сдвоенного канала, а в одиночном канале – на разных стенках.

Прокладку межцеховых кабельных сетей для удобства эксплуатации и повышения надежности проектируют по стойкам и эстакадам совместно с технологическими трубопроводами или на специальных кабельных эстакадах. На эстакадах заводов НП, НХ и ОС, где проложены технологические трубопроводы с горючими газами и ЛВЖ, допускается размещать не более 30 бронированных и небронированных силовых и контрольных кабелей, стальных труб с изолированными проводами. Если число кабелей выше 30, их прокладывают на специальных кабельных эстакадах и галереях. Кабельные линии, проложенные на эстакадах, защищают от действия прямых солнечных лучей. Если число кабелей превышает 12, они должны быть отделены от технологических трубопроводов огнестойкой перегородкой.

Для подземной прокладки кабелей проектируют траншеи (если число силовых кабелей не превышает 6), одинарные или сдвоенные каналы, в которых для защиты от пожара через каждые 50 м и на вводах в здания предусматривают перемишки из песка. При проектировании генерального плана заводов НП, НХ и ОС отводят специальные зоны для прокладки кабелей, как правило, параллельно дорогам.

При прокладке в траншеях предусматривают защиту силовых и контрольных кабелей от механических повреждений. С этой целью проектируют подсыпку и предварительную засыпку кабелей песком или несляживающимся грунтом. Затем траншею закрывают плитами. Проектируя технологические установки, стремятся проложить сети по стойкам и эстакадам с технологическими трубопроводами, а при отсутствии такой возможности осуществляют прокладку бронированных кабелей в траншеях и каналах. Кабельные каналы на установках рекомендуют полностью засыпать песком.

При выборе типа проводов и кабелей руководствуются ПУЭ.

В проекте представляют обоснование применения медных кабелей. В качестве обоснования служит расчет класса взрывоопасной зоны, выполняемый проектировщиками-технологами.

Электрическое освещение. Для химических заводов проектируют три системы освещения: общее, местное и комбинированное. Общее освещение служит для создания освещенности, необходимой для ведения технологического процесса; местное освещение применяют, если общее освещение не обеспечивает достаточной освещенности рабочих мест. При местном освещении светильники устанавливают непосредственно у рабочих мест (измерительных приборов, пультов управления и т. п.). Совместное освещение светильниками общего и местного назначения называют комбинированным.

Для создания условий безопасной эксплуатации на НПЗ, НХЗ и ЗОС предусматривают два вида электрического освещения: рабочее и аварийное.

Рабочее освещение предназначено для обеспечения нормальных условий видимости в помещениях и на открытых площадках предприятия.

Аварийное освещение обеспечивает возможность продолжения работы или, если это необходимо, безопасную эвакуацию людей. Для исключения аварийного отключения рабочего освещения светильники обоих видов освещения снабжают от различных источников (разных подстанций, разных секций шин одного распределительного устройства). Аварийное освещение проектируют для всех установок и объектов, в которых внезапное отключение рабочего освещения может вызвать взрыв, пожар, несчастные случаи с персоналом. Аварийное освещение должно обеспечивать не менее 10 % освещенности общего рабочего освещения помещения. При нормальных условиях эксплуатации рабочее и аварийное освещения действуют одновременно.

Освещенность производственных помещений должна обеспечивать эксплуатационному персоналу нормальную видимость при проведении технологического процесса.

При расчете электрического освещения определяют необходимое количество светильников и мощности устанавливаемых в них ламп. Наиболее распространенным и простым методом расчета общего освещения является метод удельной мощности. Расчет по этому методу осуществляют с использованием таблиц, в которых для различных типов светильников в зависимости от площади помещения и требуемой освещенности приводится удельная мощность в Вт/м².

Для производственных помещений с невзрывоопасной средой, административно-хозяйственных блоков и бытовых помещений рекомендуют применять люминесцентные светильники. В помещениях с взрывоопасными зонами используют специальные взрывозащищенные светильники. В проектах зданий предусматривают возможность обслуживания светильников (смену ламп, чист-

ку арматуры) с помощью стремянок, передвижных, ручных и телескопических вышек.

Наружное освещение территории химических заводов проектируют комбинированным. Для освещения дорог применяют ртутные или люминесцентные лампы, а для общего освещения территории резервуарных парков, сливноналивных эстакад, градирен, нефтеловушек, прудов дополнительного отстоя и т. п. – прожекторы заливающего света. Светильники подвешивают на типовых железобетонных опорах, а прожекторы устанавливают на мачтах или высоких зданиях и сооружениях. Предпочтительнее устройство наружного прожекторного освещения. Управление наружным освещением проектируют дистанционным и централизованным, причем рекомендуется разделять управление по видам: а) освещение дорог; б) освещение зоны резервуарных парков; в) освещение газгольдеров, градирен, складов и т. д.

Питание освещения помещений технологической установки предусматривают от специальных щитков, расположенных в операторных или других производственных помещениях, имеющих свободный доступ дежурного персонала. Наружное освещение технологической установки питается от групповых щитков наружного освещения с выключателями, расположенных на установке.

В проекте освещения НПЗ, НХЗ и ЗОС предусматривают также светоограждение высоких сооружений (дымовых труб, колонн, этажерок), выполняемое в соответствии с нормативами гражданской авиации РФ.

8.4.3. Водоснабжение. Химические предприятия потребляют воду на производственные цели, хозяйственно-питьевые нужды, пожаротушение.

Производственное водопотребление связано со следующими операциями:

- охлаждением органических продуктов;
- подготовкой сырья;
- охлаждением компрессоров, уплотнений насосов и тягодутьевых машин;
- приготовлением растворов реагентов;
- использованием воды в качестве реагента;
- использованием воды в качестве абсорбента;
- промывкой аппаратуры перед ее ревизией и ремонтом, смывом полов в производственных помещениях;
- смывом мощеных территорий аппаратных дворов.

Приведенной классификацией производственного водопотребления пользуются при выборе вида (следовательно, и качества) воды, подаваемой потребителям, а также для правильного определения схемы водоснабжения.

Так, для охлаждения и обессоливания используют обратную воду, для промывки органических продуктов, в качестве реагента, абсорбента и приготовления растворов реагентов – только свежую очищенную воду из пресноводных водоемов. Смыв полов и мощёных территорий, промывка аппаратуры, попол-

нение систем оборотного водоснабжения могут осуществляться очищенными промстоками. Производственные нужды лабораторий удовлетворяют водой только питьевого качества.

Согласно «Нормам технологического проектирования производственного водоснабжения, канализации и очистки сточных вод предприятий нефтеперерабатывающей и нефтехимической промышленности, ВНТП 2–79», качество воды для производственного водопотребления должно отвечать определенным требованиям.

Требования, предъявляемые к качеству оборотной и свежей воды, а также очищенных промышленных стоков, возвращаемых на повторное водопотребление, приведены в табл. 8.1.

Таблица 8.1

Требования, предъявляемые к качеству воды и очищенных промстоков

Показатели качества	Оборотная вода	Свежая вода	Очищенные промышленные стоки
Взвешенные вещества, мг/л	25	25	4-6
Взвешенные вещества в пава- док, мг/л	-	100	-
Сульфаты, мг/л	500	130	500
Хлориды, мг/л	300	50	300
Общее солесодержание, мг/л	2000	500	2000
Временная жёсткость, ммоль/л	15	3,3	15
Постоянная жёсткость, ммоль/л	5	2,5	5
рН	7–8,5	7–8,5	6,9–8,5
Нефтепродукты, мг/л	25 (для первой системы); 15 (для второй системы)	-	-

При водоснабжении и канализации на НПЗ и НХЗ нефтепродуктами называют малополярные или неполярные вещества, растворимые в гексане.

Биохимическая потребность в кислороде (БПК) косвенно показывает количество биологически окисляемых веществ, загрязняющих воду.

Приведенные показатели качества действительны в том случае, если источником водоснабжения предприятия является пресноводный водоем.

В системах оборотного водоснабжения химических предприятий, располагаемых на морских побережьях, как правило, используют морскую воду, резко отличающуюся от пресной воды солесодержанием и жесткостью.

Нормативные требования к качеству свежей морской и оборотной воды представлены в табл. 8.2.

Таблица 8.2

Требования к качеству морской воды на НПЗ и НХЗ

Показатели качества	Оборотная вода	Свежая вода
Взвешенные вещества, мг/л	30	30
Взвешенные вещества в шторм, мг/л	-	100
Сульфаты, мг/л	7500	3000
Хлориды, мг/л	30000	20000
Общее солесодержание, мг/л	50000	35000
Карбонатная жёсткость, ммоль/л	3,4	3,4
Общая жёсткость, ммоль/л	190	127,6
БПК, мг/л	20,02	10
рН	7,5-7,8	7,5
Нефтепродукты, мг/л	25 (только для первой системы оборотного водоснабжения)	-

Применяя морскую воду, учитывают, что она обладает в сравнении с пресной водой повышенными значениями коррозионной активности и накипеобразования.

Расход воды на производственное водопотребление зависит от типа предприятия, его состава, «возраста» и технического уровня эксплуатации. Расходный коэффициент по воде, например, на 1 т перерабатываемой нефти приведен в табл. 8.3.

Таблица 8.3

Расход воды на НПЗ и НХЗ различного типа

Тип завода	Удельный расход воды, м ³ / т сырой нефти		
	оборотной	свежей	всего
НПЗ топливного профиля	7–19	0,25–0,85	7,25–19,85
НПЗ топливно-масляного профиля	10–27	0,6–1,7	10,6
НХЗ	18–37	1,6–2,6	19,6–39,6

Современный НПЗ топливного профиля мощностью 12 млн т/год по сырой нефти потребляет:

	м ³ /ч	м ³ /сутки	м ³ /год
свежей воды	375	9000	300 000
оборотной воды	10 500	252 000	8 400 000
Всего	10 875	261 000	8 430 000

Хозяйственно-питьевое водопотребление. Оно включает расход воды:

- на питьевые нужды;
- на санитарно-гигиенические нужды (в санузлах, душевых и т. п.);
- для приготовления пищи в заводских столовых;
- для стирки спецодежды в заводских прачечных;
- на медицинские процедуры в заводских медпунктах.

По своему качеству вода должна удовлетворять требованиям ГОСТ 2874–73 «Вода питьевая».

Расход питьевой воды зависит от численности персонала и оснащенности предприятия бытовыми помещениями, столовыми, медпунктами.

Для упомянутого выше НПЗ мощностью 12 млн т/год расход питьевой воды составляет $16 \text{ м}^3/\text{ч}$ ($130 \text{ м}^3/\text{сутки}$; $47\,000 \text{ м}^3/\text{год}$).

Противопожарное водопотребление появляется только в случае возникновения пожара на предприятии. Для пожаротушения могут быть использованы свежая вода, оборотная вода любой системы и очищенные промстоки.

Расход воды на пожаротушение зависит от того, где возник пожар, какой продукт горит, на какой площади и в каком объеме.

Согласно «Противопожарным нормам проектирования предприятий, зданий и сооружений нефтеперерабатывающей и нефтехимической промышленности, ВНТП-28 – 79» в расчет должны приниматься два одновременных пожара на предприятии: первый – в производственной зоне, где располагаются основные перерабатывающие цехи и установки; второй – в зоне сырьевых или товарных складов (парков).

Расход воды определяется расчетом для наиболее крупных, условно горящих технологических установок и парка с наиболее пожароопасными веществами. В любом случае расчетный расход воды не должен быть менее:

1) в производственной зоне – 120 л/с для стационарных средств пожаротушения плюс 50 л/с для передвижных;

2) в зоне сырьевых или товарных парков – 150 л/с .

Таким образом, минимальный расчетный расход воды на пожаротушение НПЗ, НХЗ или ЗОС составляет 320 л/с ($1150 \text{ м}^3/\text{ч}$). Для НПЗ топливного профиля мощностью 12 млн т/год расчетный расход воды на пожаротушение составляет 430 л/с ($1550 \text{ м}^3/\text{ч}$).

Источники водоснабжения. Химические заводы, а также сопутствующие им ТЭЦ, ГРЭС или тепловая котельная своим большим водопотреблением ($1\text{--}6 \text{ м}^3/\text{с}$) и требованием бесперебойности водоснабжения обязывают проектировщиков изыскивать крупные и надежные источники производственного водоснабжения. Часто именно этот фактор является решающим и всегда одним из главных при выборе площадки строительства.

Источниками производственного водоснабжения могут служить реки, озера, моря, а также искусственные водохранилища на небольших реках.

Для хозяйственно-питьевого водоснабжения НПЗ, НХЗ и ЗОС источником водоснабжения часто служат подземные воды. Они требуют минимума затрат на обработку для доведения их качества до норм питьевой воды.

Комплекс инженерных сооружений по приему, обработке и перекачке воды до предприятия называют сооружениями внешнего или внеплощадочного водоснабжения. Эти инженерные сооружения специфичны, поэтому их проектирование выполняют специализированные проектные институты. Задания на проектирование сооружений внешнего водоснабжения разрабатывают с участием проектировщиков.

Системы и схема водоснабжения. Количество отдельных систем водоснабжения определяется видами водопотребления. Наиболее типичными для современных НПЗ и НХЗ являются системы: а) свежей воды; б) оборотного во-

доснабжения; в) производственно-противопожарного водоснабжения; г) хозяйственно-питьевого водоснабжения.

Все системы водоснабжения, располагаемые в пределах площадки предприятий НП, НХ и ОС, называются внутривлашадочными сооружеииями и сетями водоснабжения. Схема водоснабжения определяется совокупностью потребных систем водоснабжения. Принципиальная схема водоснабжения приведена на рис. 8.4. Система свежей воды служит:

- для забора воды из источника водоснабжения;
- для обработки воды;
- для постоянной подачи воды на промывку нефтепродуктов, приготовление реагентов и на ТЭЦ;
- для первичного заполнения и дальнейшей подпитки (при недостатке очищенных производственных и ливневых стоков) систем оборотного и производственно-противопожарного водоснабжения.

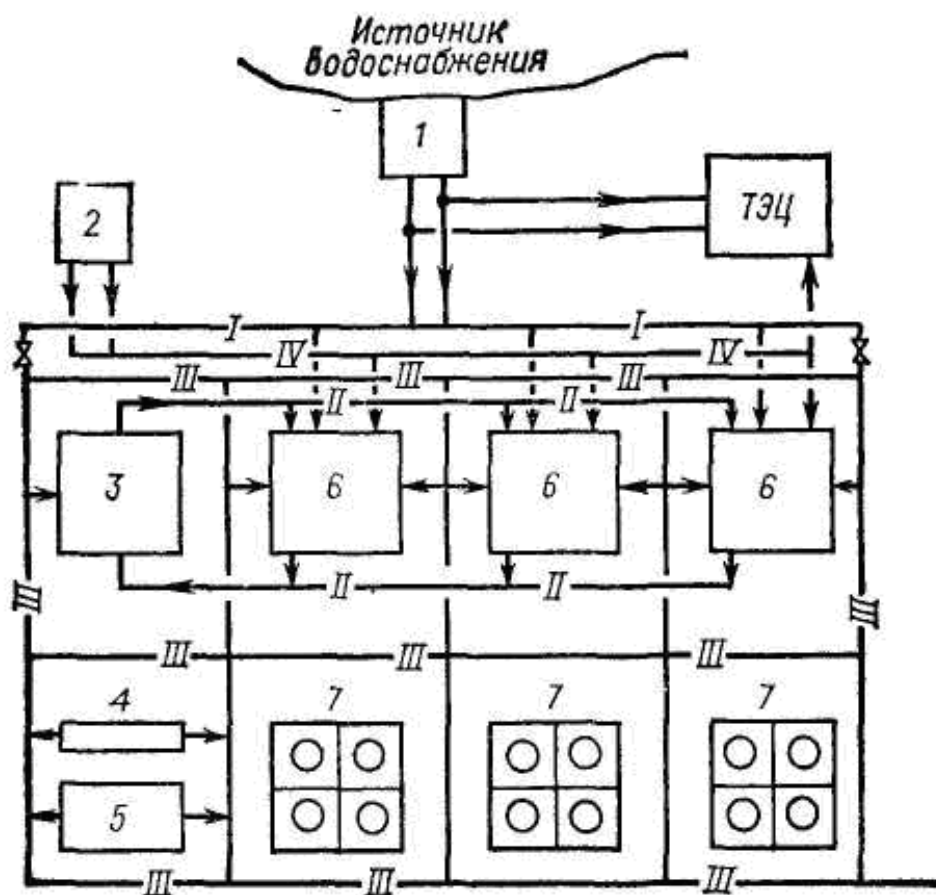


Рис. 8.4. Принципиальная схема водоснабжения НПЗ и НХЗ: I – водопровод свежей воды; II – водопровод оборотной воды; III – производственно-противопожарный водопровод; IV – хозяйственно-питьевой водопровод; 1 – водозабор и береговая насосная станция свежей воды; 2 – водозабор и насосная станция питьевой воды; 3 – блок оборотного водоснабжения; 4 – повысительная противопожарная насосная станция; 5 – очистные сооружения производственных стоков; 6 – технологические установки; 7 – сырьевые и товарные парки

Система состоит из водозаборных сооружений, береговой насосной станции первого подъема, очистных сооружений, насосной станции второго подъема, кольцевой сети водопровода на территории предприятия, водоводов, соединяющих насосные станции и водопроводную сеть предприятия.

Очистные сооружения проектируют в случае, если качество воды из водоема не удовлетворяет нормативным требованиям, а насосная станция второго подъема – при большой разности геодезических отметок между уровнями водоема и площадки предприятия.

Оборотное водоснабжение предприятия служит для многократного использования воды при поверхностном охлаждении в холодильниках органических продуктов или других веществ, для охлаждения компрессорных агрегатов, подшипников насосов и тягодутьевых машин.

С течением времени герметичность холодильной аппаратуры нарушается; вследствие этого обратная вода загрязняется охлаждаемым веществом, а в случае образования в холодильниках свищей поступление охлаждаемого вещества в обратную воду достигает значительных размеров. Ассортимент охлаждаемых обратной водой веществ весьма разнообразен. В их числе имеются коррозионно-активные неорганические и органические кислоты.

Для локализации распространения просочившихся в обратную воду веществ и предотвращения загрязнения и коррозионного разрушения холодильной аппаратуры на предприятиях НП, НХ и ОС проектируют обособленные системы оборотного водоснабжения.

Первая система оборотного водоснабжения служит для охлаждения или конденсации продуктов, содержащих углеводороды C_{5+} , и охлаждения уплотнений насосов, а также для обессоливания нефти.

Вторая система оборотного водоснабжения используется: для охлаждения или конденсации продуктов, содержащих углеводороды C_4 и ниже; для охлаждения компрессорных агрегатов, подшипников насосов и тягодутьевых машин; для охлаждения инертных газов и жидкостей.

Третья система оборотного водоснабжения (ныне повсеместно исключаемая) предназначена для охлаждения органических продуктов путем непосредственного их контакта с водой.

Четвертая система оборотного водоснабжения делится на ряд самостоятельных водооборотных циклов, предназначенных для водоснабжения производств кислот и кислых продуктов.

Каждая система оборотного водоснабжения включает в себя блок оборотного водоснабжения, распределительную водопроводную сеть охлажденной воды и возвратную водопроводную сеть «горячей» воды.

Блок оборотного водоснабжения включает:

- насосную;
- водоохладители-градирни;

- продуктоотделители (для первой системы оборотного водоснабжения);
- установки по обработке воды для предотвращения коррозии, карбонатных отложений и биологических обрастаний холодильной аппаратуры и трубопроводов (для первой и второй систем оборотного водоснабжения);
- нейтрализаторы (для четвертой системы оборотного водоснабжения производства кислот).

Система производственно-противопожарного водоснабжения потребляет очищенные производственные и ливневые стоки и служит для подпитки систем оборотного водоснабжения, для подачи воды на промывку аппаратуры перед ее ревизией и ремонтом и на пожаротушение.

Система состоит из кольцевого водопровода с пожарными гидрантами и насосной с резервуарами противопожарного запаса воды. Назначение насосной – обеспечить увеличение расхода и напора воды при пожаре.

Система хозяйственно-питьевого водоснабжения используется для подачи воды питьевого качества на питьевые нужды, в столовые, медпункты, лаборатории, бытовые помещения, душевые, санузлы. Система состоит из водозаборных сооружений, насосной, сооружений по обработке воды (при необходимости), водопровода.

Быстрые темпы роста нефтепереработки, нефтехимии и промышленности органического синтеза делают исключительно важной задачу охраны внешней среды от загрязнений вредными выбросами химическими предприятиями. Поэтому в ходе разработки проектов следует предусматривать комплекс мероприятий, призванных минимизировать потери продуктов и реагентов, вредные выбросы в атмосферу, воду, почву.

ОХРАНА ОКРУЖАЮЩЕЙ СРЕДЫ

9.1. Источники вредных выбросов в атмосферу

Основными вредными веществами, выбрасываемыми в атмосферу на предприятиях нефтепереработки, нефтехимии и органического синтеза, являются углеводороды, сернистый газ, сероводород, монооксид углерода, аммиак, фенол, оксиды азота и т. д. К числу наиболее крупных источников загрязнения атмосферы относятся:

- резервуары;
- очистные сооружения;
- технологические установки (первичной переработки нефти, каталитического крекинга, производства битумов, алкилирования, окисления ИПБ, производство ацетальдегида, выделение каучука из латекса и др.);
- факельные системы;
- вентиляционные системы;
- технологические и нагревательные печи.

9.1.1. Резервуары. Из резервуаров в составе промежуточных, сырьевых и товарных парков углеводороды выделяются при «больших» и «малых» дыханиях, т. е. в процессе налива и слива продуктов и при изменении температуры и давления в газовом пространстве резервуаров. На НПЗ выбросы углеводородов из резервуаров составляют около 40 % от общих выбросов в атмосферу.

9.1.2. Объекты канализации и очистки сточных вод. Выбросы сероводорода и углеводородов на указанных объектах составляют 15–20 % общего объема выбросов этих веществ. Источником выделения вредных веществ являются негерметизированные канализационные колодцы, открытые отделители, ловушки, флотаторы, аэротанки и др.

9.1.3. Узлы оборотного водоснабжения. Вода, поступающая под давлением 0,2–0,3 МПа на градирни узлов оборотного водоснабжения, как правило, содержит углеводороды и другие вредные вещества, попавшие в неё за счет неплотностей конденсационно-холодильного оборудования.

При снижении давления до величины атмосферного происходит испарение и выделение в атмосферу вредных веществ.

9.1.4. Сливно-наливные железнодорожные эстакады. При негерметизированном сливе и наливке нефтепродуктов и легковоспламеняющихся жидкостей в атмосферу выделяются пары из цистерн в количестве 0,1–0,5 % от объема наливаемого продукта.

9.1.5. Технологические установки. На технологических установках имеются как неорганизованные, так и организованные источники выбросов. Причинами выделения в атмосферу углеводородов, сероводорода, аммиака, фенолов и т. д. являются несовершенство технологического процесса, недостаточно высокий технический уровень оборудования, нарушения режима эксплуатации. Вредные вещества выделяются через неплотности в насосно-компрес-сорном оборудовании и арматуре, из открытых лотков, не закрытых воздушников отдельных аппаратов.

9.1.6. Факельные трубы. Горящие факельные трубы химических предприятий – источник выделения в атмосферу большого объема оксидов серы, азота и углерода. При открытом сжигании в факельных устройствах тяжелых компонентов в атмосферу выделяется значительное количество дыма. Кроме того, факельные свечи являются источником вредного светового излучения.

9.1.7. Дымовые трубы. При использовании в качестве топлива нефтезаводских печей и заводских ТЭЦ неочищенного газа и сернистого мазута в атмосферу выделяются диоксид серы и оксиды азота. Поскольку зимой увеличивается количество сжигаемого топлива, в этот период заметно возрастает загрязнение атмосферы подобными выбросами.

В табл. 9.1 приведены источники вредных выбросов на НПЗ. Эти данные получены в результате паспортизации источников выбросов.

Таблица 9.1

Распределение выбросов вредных веществ в атмосферу
по основным источникам на НПЗ

Источники загрязнения атмосферы	Доля выбросов по источникам, %					
	углеводороды		SO ₂	оксиды азота	H ₂ S	твёрдые
Резервуары	40,7	-	-	-	9,6	-
Градирни и нефтеотделители	14,6	-	-	-	9,5	-
Очистные сооружения	12,4	-	-	-	20,3	-
Сливо-наливные эстакады	3,1	-	-	-	-	-
Дымовые трубы	-	43,4	56,9	72,6	-	-
Факельные стояки	-	4,8	19,9	5,4	-	4,7
Выбросы на установках:						
вакуумсоздающие системы	3,5	-	-	-	44,6	-
вентиляционные системы	2,0	-	-	-	2,8	0,7
регенераторы установок каткрекинга	-	30,7	2,5	-	-	20,3
газомоторные компрессоры	-	10,5	-	14,7	-	-
узлы рассева и пневмотранспорта	-	-	-	-	-	29,5
негерметичное оборудование	19,4	-	-	-	-	-
Прочие источники	4,3	10,6	20,7	7,3	13,2	41,8

9.2. Проектные решения по уменьшению загрязнения атмосферы

На основании результатов многолетних исследований определены направления борьбы с загрязнением атмосферы вредными выбросами на химических предприятиях. В проектах строительства новых и реконструкции действующих заводов предусматривается комплекс мероприятий по их снижению.

9.2.1. Резервуарные парки. Для сокращения потерь углеводородов хранение нефти и легкокипящих продуктов на товарно-сырьевых базах заводов предусматривают только в резервуарах с понтонами и плавающими крышами. В промежуточных парках технологических установок заметное снижение выбросов достигается применением газоуравнительных систем. Для предотвращения контакта некоторых продуктов с кислородом воздуха хранение этих продуктов организуют под азотной «подушкой».

Весьма эффективным мероприятием, предотвращающим выбросы вредных веществ в атмосферу, является проектирование комбинированных установок и установок, работающих по схеме прямого питания. В проектах в максимально возможной степени предусматривают подачу продуктов с одной установки на другую, минуя промежуточные резервуарные парки, через буферные емкости, снабженные «подушкой» инертного или углеводородного газа.

9.2.2. Системы водоснабжения и канализации. Сокращение выбросов вредных веществ в атмосферу от градирен оборотного водоснабжения достигают ликвидацией источников поступления этих веществ в оборотную воду. В проектах предусматривают внедрение воздушного охлаждения, герметизацию трубных пучков и крышек водяных холодильников, ликвидацию узлов охлаждения продуктов непосредственным смешением. В настоящее время, проектируя вакуумные системы, не применяют барометрические конденсаторы смешения, что позволяет отказаться от эксплуатации третьей системы оборотного водоснабжения, которая является крупным источником выделения в атмосферу паров углеводородов и сероводорода.

Для ликвидации или значительного сокращения вредных выбросов из ловушек органики, продуктоотделителей и других устройств канализационных систем в проектах предусматривают внедрение систем закрытого дренажа, герметизацию колодцев, сооружение ловушек закрытого типа. Необходимо, чтобы в проектах НПЗ, НХЗ и ЗОС учитывалась очистка ловушек органики, ликвидация накапливающихся в них остатков. С этой целью проектируют специальные установки по сжиганию шламов.

9.2.3. Сливно-наливные эстакады. Для сокращения потерь продуктов при сливе применяют только серийно освоенные установки герметичного слива

продуктов. Переход на герметичный налив нефтепродуктов и легкокипящих веществ в ближайшее время неосуществим ввиду отсутствия серийного выпуска технических средств для этой цели. Поэтому в проектах предусматривают комплекс организационно-технических мероприятий, позволяющих снизить потери при наливке: внедрение ограничителей налива, телескопических стояков, организацию налива продуктов в слой жидкости, а не открытой струей, и т. д.

9.2.4. Факельные трубы. Для сокращения вредных выбросов от горящих факелов в проектах применяется комплекс мероприятий, которые:

- 1) предотвращают сброс на факел;
- 2) позволяют в максимально возможной степени утилизировать сброшенные в факельную систему пары и газы;
- 3) улучшают условия сгорания на факеле.

Для предотвращения частого сброса на факел установочное давление предохранительных клапанов и соответственно расчетное давление аппаратов принимаются на 15–20 % выше рабочего давления. В проектах детально прорабатывают мероприятия по увязке газового баланса так, чтобы технологические углеводородные газы использовались как топливо, а не сжигались бесполезно на факелах, загрязняя при этом окружающую среду.

В проекты крупных химических комплексов включают общезаводские и специализированные факельные системы, состоящие из коллекторов и факельных хозяйств. Схемы факельных хозяйств обеспечивают возврат газов в переработку, сокращение доли сжигаемых на факеле продуктов.

Чтобы улучшить условия эксплуатации факельных труб, применяют бездымное сжигание газа и системы автоматизированного зажигания факела.

9.2.5. Дымовые трубы. Для снижения выброса SO_2 при сжигании топлива в проектах НПЗ, НХЗ и ЗОС предусматривают следующие мероприятия:

- полное использование сухого газа для топливных нужд;
- очистку сухих газов от серы;
- объединение дымопроводов от всех печей установки в одну высокую дымовую трубу.

9.2.6. Выбросы вакуумсоздающих систем. Как следует из табл. 8.1, вакуумсоздающие системы – наиболее крупный источник выбросов в атмосферу сероводорода. Для ликвидации их проектируют узлы утилизации выхлопа из последней ступени эжектора путем сжигания сероводорода в трубчатой печи.

Разработаны также проекты очистки выхлопа от сероводорода раствором моноэтаноламина.

9.2.7. Выбросы на технологических установках. Сокращению вредных выбросов в атмосферу на технологических установках способствует:

- применение укрупненных и комбинированных установок, что позволяет уменьшить число единиц оборудования;
- использование в проектах насосов с торцевыми уплотнениями и бес-сальниковых герметичных электронасосов;
- применение более совершенных конструкций теплообменного оборудования.

С целью сокращения потерь в проектах используют поршневые компрессоры без смазки, центробежные машины. Разработаны новые конструкции компрессоров, которыми оснащают проектируемые газодиффузионные установки. На реконструируемых установках устаревшие газомоторные компрессоры заменяют этими же машинами.

Сокращение выбросов СО достигают дожигом отходящих газов в специальных печах и котлах-утилизаторах.

Для уменьшения выбросов катализаторной пыли проектируют узлы очистки газов от пыли с помощью циклонов и электрофильтров. Вместе с тем сокращению выбросов катализаторной пыли способствует совершенствование применяемых катализаторов, повышение их устойчивости к истиранию.

9.3. Сточные воды, источники их образования, характеристика системы канализации

9.3.1. Классификация сточных вод. По роду образования различают производственные и непроизводственные сточные воды.

Производственные сточные воды, согласно «Норм технологического проектирования производственного водоснабжения, канализации и очистки сточных вод предприятий нефтеперерабатывающей и нефтехимической промышленности» делятся на две группы по признаку возможности их повторного использования. В канализационной технике эти группы стоков именуются стоками первой и второй систем канализации.

Количество производственных сточных вод, образующихся на 1 т перерабатываемой нефти, показано в табл. 9.2.

Таблица 9.2

Количество сточных вод, образующихся при переработке 1т нефти

Тип завода	Количество производственных сточных вод, м ³ /т нефти	
	первой системы	второй системы
НПЗ топливного профиля	0,23–0,25	0,10–0,20
НПЗ топливно-масляного профиля	0,40–1,50	0,10–0,25
НХЗ	2,0–3,0	1,20–2,00

К непроизводственным сточным водам относят воды: ливневые, талые (собираемые с незастроенных территорий) и хозфекальные.

Количество сточных вод разного вида зависит от типа и состава предприятия, его географического расположения и числа работающих на предприятии.

Количество сточных вод в их годовом балансе иллюстрирует пример типового НПЗ топливного профиля, расположенного на Северо-Западе России:

Сточные воды первой системы канализации	8 505 000 м ³ /год (71,9 %)	
Сточные воды второй системы канализации	2 065 000 м ³ /год (17,5 %)	
Ливневые и талые сточные воды (с незастроенных территорий)	800 000	(6,8 %)
Хозяйственно-фекальные сточные воды	450 000	(3,8 %)
Всего	11820 000 м ³ /год	(100%)

9.3.2. Источники образования и характеристика сточных вод. Производственные сточные воды первой системы канализации образуются за счет:

- использования и последующего сброса загрязненной воды при охлаждении уплотняющих устройств насосов, после промывки органических продуктов вслед за их защелачиванием, после промывки аппаратов и железнодорожных цистерн, при смыве полов в производственных помещениях;

- сброса подтоварной воды из резервуаров для хранения органических продуктов;

- сброса конденсата водяного пара, загрязненного органикой в результате образования свищей на теплообменных трубках паровых нагревателей;

- сбора ливневых и талых вод с производственных территорий, загрязненных органическими продуктами.

Усредненная характеристика загрязненности сточных вод (рН = 7,8–8,6) первой системы, мг/л:

- взвешенные вещества (механические примеси)..... ≤ 100
- общее солесодержание..... ≤ 2000
- нефтепродукты..... ≤ 5000
- БПК_{полн} ≤ 250–450

Величина БПК_{полн} – биохимическая потребность стока в кислороде за 20 дней – показатель, характеризующий загрязненность стока биологически окисляемыми органическими веществами.

Сточные воды первой системы после их очистки используются повторно.

Производственные сточные воды второй системы канализации представляют собой стоки нескольких видов, каждый из которых обладает только ему

присущим специфическим загрязнением. Ниже приводятся наиболее типичные представители стоков второй системы НПЗ.

1. Стоки ЭЛОУ (рН 7,5–7,8) образуются при электрообессоливании сырой нефти, за счет непосредственного контакта нефти с водой, загрязнения и сброса последней. Количество стока на 1 т перерабатываемой нефти составляет 0,1–0,18 м³. Характеристика загрязненности стока (в мг/л):

– взвешенные вещества (механические примеси).....	≤ 1000
– общее солесодержание.....	≤ 50000
– нефтепродукты.....	≤ 10000
– поверхностно-активные вещества	80–100
– фенолы	15–20
– БПК _{полн}	300–500

2. Концентрированные сернисто-щелочные стоки образуются при переработке сернистых и высокосернистых нефтей при контакте водяного пара и его конденсата с нефтепродуктами и реагентами, участвующими в технологическом процессе с последующим их защелачиванием. Характеристика загрязненности такого стока, мг/л:

нефтепродукты.....	3 000	сера (общая).....	35 000
фенолы.....	5 000	общая щёлочность.....	100 000
сульфиды.....	26 000	БПК _{полн}	75 000

3. Стоки производств неорганических кислот образуются в основном за счет сбора ливневых и талых вод с производственных площадок, загрязненных кислотами в результате их утечек, проливов и т. п. Поэтому концентрация кислот в стоке непостоянна.

4. Стоки производств синтетических жирных кислот (СЖК) (рН = 4) образуются аналогично стокам первой системы, но по составу от них отличаются. Характеристика загрязненности стока, мг/л:

парафин и парафиноподобные вещества	≤ 150
БПК _{полн}	7 200

Стоки второй системы после очистки сбрасываются в водоем.

Ливневые сточные воды (с незастроенных территорий) названы так по источнику их образования. Они загрязнены смываемыми с поверхности земли механическими примесями и незначительным количеством (до 125 мг/л) нефтепродукта. После отстаивания ливневые сточные воды используются для нужд водоснабжения предприятия.

Хозяйственно-фекальные сточные воды образуются в душевых, бытовых помещениях, прачечных и столовых. После очистки их сбрасывают в водоем.

9.3.3. Системы канализации сточных вод. Набор образующихся стоков, технология их очистки, а также возможность повторного использования некоторых стоков определяют число отдельных систем и подсистем канализации.

На предприятиях обычно проектируют четыре системы канализации.

Первая система канализации служит для сбора, отведения и очистки производственно-ливневых сточных вод. Данные стоки подвергаются последовательно механической, физико-химической и биохимической очистке с последующим фильтрованием.

В составе механической очистки стоков предусматриваются:

- пескоуловители для задержания грубых минеральных примесей;
- нефтеловушки для извлечения основной массы нефтепродуктов и осадения более мелких минеральных примесей;
- отстойники для дальнейшего отделения нефти и осаждающихся взвесей.

Физико-механическая очистка осуществляется на напорных флотационных установках, при обработке стоков коагулянтom и флокулянтom, для удаления эмульгированных нефтепродуктов.

В аэротенках-смесителях проводится биохимическая доочистка стоков в смеси с биогенными добавками, необходимыми для нормальной жизнедеятельности микроорганизмов (активный ил), участвующих в процессе очистки.

Процесс биохимической очистки является искусственно интенсифицированным процессом самоочищения естественных водоемов. Очищенные таким образом стоки используются после фильтрования для производственного водоснабжения предприятия в смеси с ливневыми водами. Уловленные в процессе очистки стоков нефтепродукты возвращаются на переработку.

В табл. 9.3 приведены сравнительные показатели остаточных загрязнений в очищенных сточных водах первой системы и допустимые загрязнения свежей воды, используемой для производственного водоснабжения.

Таблица 9.3

Характеристика остаточной загрязненности очищенных сточных вод, мг/л

Загрязнитель	Свежая вода (рН = 7–8,5)	Очищенные стоки первой системы (рН = 6,9–8,5)
Взвешенные вещества	≤ 25	4–6
Сульфаты	≤ 130	≤ 500
Хлориды	≤ 50	≤ 300
Общее содержание солей	≤ 500	≤ 2000
Нефтепродукты	-	2–3
БПК _{полн.}	≤ 10	5–7

Вторая система канализации служит для сбора, отвода и очистки производственных сточных вод, повторное использование которых даже после очист-

ки (ныне доступными методами), как правило, не представляется возможным. Выше было показано, что данные сточные воды являются суммой разнообразных по загрязнениям стоков. Технология механической и физико-химической очистки каждого вида стока различна. Поэтому вторая система канализации в свою очередь делится на следующие подсистемы:

- стоков ЭЛОУ;
- концентрированных сернисто-щелочных стоков;
- стоков, загрязненных неорганическими кислотами;
- стоков, загрязненных СЖК;
- другие подсистемы при наличии специфических видов стоков.

Стоки ЭЛОУ подвергают очистке по технологии, аналогичной очистке стоков первой системы, с той разницей, что биохимическую очистку осуществляют, как правило, в две ступени. Биохимическую очистку стоков ЭЛОУ проводят в смеси с остальными стоками второй системы, предварительно очищенными на собственных механических или физико-химических очистных сооружениях. Кроме того, на биохимическую очистку стоков второй системы в качестве биогенной добавки может быть подана необходимая для этой цели часть механически очищенных и обеззараженных хозяйственно-фекальных стоков.

Концентрированные сернисто-щелочные стоки обрабатываются на установках по обезвреживанию или регенерации щелочи и далее проходят биохимическую очистку в смеси с остальными стоками второй системы.

Стоки, загрязненные неорганическими кислотами, подвергаются нейтрализации, после чего также в смеси с другими стоками своей системы поступают на биохимическую очистку.

Стоки СЖК проходят механическую очистку в продуктоловушках, затем нейтрализуются и далее направляются на совместную биохимическую очистку стоков второй системы.

Остаточные загрязнения очищенных стоков второй системы характеризуются следующими показателями (в мг/л):

взвешенные вещества.....	20–25	фенолы.....	0,1
общее солесодержание (сухой остаток)...	5000–6000	БПК _{полн.}	10–20
нефтепродукты.....	3–5	растворённый O ₂ ..	2

Очищенные сточные воды второй системы сбрасывают в водоем с соблюдением «Правил охраны поверхностных вод от загрязнений сточными водами».

Нередко эти «Правила» обуславливают необходимость дополнительной очистки сточных вод. Тогда применяют фильтрование либо флотацию стоков с дальнейшим их пребыванием в биологических прудах в течение 5–10 суток.

Проектами ряда новых заводов предусмотрены, а на некоторых заводах уже действуют установки термического обезвреживания стоков (УТОС). На данных установках стоки ЭЛОУ после механической и физико-химической очи-

стки подвергают выпариванию с повторным использованием конденсата и утилизацией полученных солей. В настоящее время имеются проектные разработки схем «бессточных заводов».

Третья система канализации служит для сбора, отвода и аккумуляции ливневых и талых вод с незастроенных территорий. После отстаивания в прудах-накопителях ливневые воды смешивают с очищенными сточными водами первой системы и подают на производственное водоснабжение предприятия.

Четвертая система канализации служит для сбора, отведения и очистки хозяйственно-фекальных сточных вод. После очистки данные стоки сбрасываются в водоем. Повторному их использованию препятствуют санитарно-гигиенические требования.

9.4. Расчёт предельно допустимых и временно согласованных выбросов на химических предприятиях

Для усиления защиты атмосферы от загрязнений и контроля за вредными выбросами ведется работа по установлению для каждого промышленного предприятия предельно допустимых выбросов вредных веществ (ПДВ).

ПДВ является научно-техническим нормативом, устанавливаемым для каждого конкретного источника загрязнения атмосферы при условии, что выбросы вредных веществ от него и всей совокупности источников города или другого населенного пункта не создадут приземных концентраций, превышающих установленные нормативы качества воздуха. Если на предприятии величина ПДВ по объективным причинам не может быть достигнута в настоящее время, по согласованию с органами Госкомгидромета планируется поэтапное, с указанием продолжительности каждого этапа снижение выбросов до величин, обеспечивающих соблюдение ПДВ. На этот период для предприятий устанавливаются величины временно согласованных выбросов (ВСВ).

Величины ПДВ и ВСВ измеряют в т/год, а контрольные значения – в г/с. Контрольные значения ПДВ и ВСВ не должны быть превышены в любой двадцатиминутный интервал.

ПДВ и ВСВ, как правило, устанавливают для каждого источника загрязнений отдельно. Однако, учитывая специфику химических предприятий, характеризующихся большим числом мелких выбросов в атмосферу одного и того же ингредиента, рассредоточенных на площадке предприятия, допускается установление ПДВ (ВСВ) подобных ингредиентов для основных источников загрязнения воздушного бассейна и суммарного ПДВ (ВСВ) для предприятия в целом. При наличии на НПЗ и НХЗ производств с крупными выбросами в атмосферу неспецифичных для всего завода веществ (серный ангидрид, СЖК, СЖС и т. п.) для них устанавливаются отдельные величины ПДВ (ВСВ).

В процессе установления ПДВ для действующего НПЗ или НХЗ предприятия проводят инвентаризацию источников выбросов в атмосферу в соответствии с действующими методическими указаниями, оформляют таблицы параметров выбросов в атмосферу, согласовывают результаты инвентаризации источников выбросов с контролирующими органами. Планируют мероприятия по уменьшению вредных выбросов в атмосферу, осуществляют расчеты на ЭВМ рассеивания вредных выбросов, как по фактическим данным предприятия, так и с учетом мероприятий по уменьшению выбросов. Затем с учетом результатов расчетов определяют величину ПДВ или ВСВ, согласовывают предлагаемые значения с органами Госкомгидромета, Министерством здравоохранения.

Установленные значения ПДВ (ВСВ) должны пересматриваться не реже одного раза в 5 лет, и, следовательно, определение ПДВ (ВСВ) в настоящее время является одной из постоянных форм работы проектных организаций.

Для вновь проектируемых предприятий расчетные значения ПДВ устанавливает проектирующая организация на всех стадиях проектирования (обосновывающие материалы, проект, рабочие чертежи) по проектным данным, они согласовываются с контролирующими органами. Если после установления ПДВ (ВСВ) для предприятия принимается решение о строительстве на нем новых объектов или о реконструкции отдельных цехов, то в объеме разрабатываемой технологической документации должны быть представлены материалы о вредных выбросах нового производства, причем величина этих выбросов не должна приводить к превышению ПДВ (ВСВ).

БИБЛИОГРАФИЧЕСКИЙ СПИСОК

1. Александров, И.А. Ректификационные и абсорбционные аппараты. Методы расчета и основы конструирования. Серия «Процессы и аппараты химической и нефтехимической технологии» / И.А. Александров. Изд. 3-е, перераб. М.: Химия, 1978. 280 с.
2. Батунер, Л.М. Процессы и аппараты органического синтеза и биохимической технологии: Методы расчёта / Л.М. Батунер. Л.: Химия, 1966. 520 с.
3. Белов, П.С. Расчёты основных показателей химико-технологических процессов / П.С. Белов, И.С. Паниди. М.: МИНХ и ГП им. И.М. Губкина, 1985. 39 с.
4. Вэйлас, С. Химическая кинетика и расчёты промышленных реакторов / С. Вэйлас; под ред. проф. П.А. Семёнова (перевод с английского). М.: Химия, 1967. 408 с.
5. Гусейнов, Д.А. Технологические расчёты процессов переработки нефти / Д.А. Гусейнов, Ш.Ш. Спектор, Л.З. Вайнер. М.: Л.: Химия, 1964.
6. Иоффе, И.Л. Проектирование процессов и аппаратов химической технологии / И.Л. Иоффе. Л.: Химия, 1991.
7. Касаткин, А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии / А.Г. Касаткин. М.: Химия, 1973. 754 с.
8. Кузнецов, А.А. Расчёты основных процессов и аппаратов нефтеперерабатывающей промышленности / А.А. Кузнецов, С.М. Кагерманов, Е.Н. Судаков. Изд. 2-е. Л.: Химия, 1974. 344 с.
9. Курсовое проектирование по предмету «Процессы и аппараты химической промышленности»: учеб. пособие для учащихся техникумов. М.: Высш. школа, 1980. 223 с.
10. Машины и аппараты химических производств: Примеры и задачи: учеб. пос. для студентов втузов, обучающихся по специальности «Машины и аппараты химических производств» / М.Н. Кувшинский, А.П. Соболева, И.В. Доманский и др. Л.: Машиностроение, 1982. 384 с.
11. Лашинский, А.А. Основы конструирования и расчета химической аппаратуры / А.А. Лашинский, А.Р. Толчинский. Л.: Машиностроение, 1970. 752 с.
12. Макаров, Ю.И. Оборудование нефтеперерабатывающих заводов / Ю.И. Макаров, А.Э. Генкин. М.: Машиностроение, 1969. 304 с.
13. Технология нефтехимического синтеза. Ч. 1. Мономеры: учеб. пособие / И.В. Мозговой, А.Г. Нелин, Г.М. Давидан, Е.Д. Скутин. Омск: Изд-во ОмГТУ, 2008. 280 с.
14. Давидан, Г.М. Общая химическая технология: курс лекций / Г.М. Давидан. Омск: Изд-во ОмГТУ, 2003. 100 с.

15. Морчуг, А.К. Справочник по Единой системе конструкторской документации / А.К. Морчуг, В.П. Градиль, Р.А. Егошин; под ред. Ю.И. Степанова. Харьков: Прапор, 1981. 249 с.
16. Основные процессы и аппараты химической технологии: Пособие по проектированию / под ред. Ю.И. Дытнерского. М.: Химия, 1983. 272 с.
17. Павлов, К.Ф. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии: учеб. пособие для вузов / К.Ф. Павлов, П.Г. Романков, А.А. Носков. Л.: Химия, 1987. 576 с.
18. Плановский, А.Н. Процессы и аппараты химической технологии / А.Н. Плановский, В.М. Рамм, С.З. Каган. М.: Химия, 1968. 847 с.
19. Расчёты основных процессов и аппаратов нефтепереработки: справочник / Г.Г. Рабинович, П.М. Рябых, П.А. Хохряков и др.; под ред. Е.Н. Судакова. 3-е изд., перераб. и доп. М.: Химия, 1979. 568 с.
20. Процессы и аппараты химической промышленности: учебник для техникумов / П.Г. Романков, М.И. Курочкина и др. Л.: Химия, 1989. 560 с.
21. Романков, П.Г. Расчётные диаграммы и номограммы по курсу «Процессы и аппараты химической промышленности» / П.Г. Романков, М.И. Курочкина. Л.: Химия, 1985. 56 с.
22. Рейсхфельд, В.О. Оборудование производств основного органического синтеза и синтетических каучуков / В.О. Рейсхфельд, Л.Н. Еркова. Л.: Химия, 1974. 440 с.
23. Рудин, М.Г. Проектирование нефтеперерабатывающих и нефтехимических заводов / М.Г. Рудин, Г.Ф. Смирнов. Л.: Химия, 1984. 256 с.
24. Смирнов, Н.Н. Химические реакторы в примерах и задачах: учеб. пособие для вузов / Н.Н. Смирнов, А.И. Волжинский. Л.: Химия, 1986. 224 с.
25. Проектирование установок первичной переработки нефти / М.А. Танатаров, А.А. Кондратьев, М.Н. Ахметшина, М.И. Медведева. М.: Химия, 1975.
26. Тимофеев, В.С. Принципы технологии основного органического и нефтехимического синтеза / В.С. Тимофеев, Л.А. Серафимов. М.: Высш. школа, 2003. 536 с.
27. Хаускрофт, К. Современный курс общей химии: В 2-х т. Пер. с англ. М.: Мир, 2002. 540 с.

СОДЕРЖАНИЕ

Предисловие	3
Список терминов и сокращений.....	5
Введение	7
Тема 1. Инвестиционный процесс	9
1.1. Общие положения.....	9
1.2. Представление об инвестиционном процессе	11
1.3. Возможные риски инвестирования.....	15
1.4. Понятие о бизнес-плане	15
1.5. Разработка обоснований инвестиций	16
1.6. Обоснования инвестиций.....	18
Тема 2. Химическая технология и генезис нового технологического процесса	20
2.1. Химическая технология	20
2.2. Типовые процессы инженерной химии.....	21
2.3. Химические процессы.....	22
2.4. Системный подход в проектировании.....	23
2.5. Порядок разработки, согласования и утверждения проектно-сметной документации.....	26
2.6. Состав и содержание проектной документации.....	28
2.7. Сметная документация.....	30
2.8. Начальная технологическая концепция или выбор и обоснование технологии производства.....	33
2.9. Исходные материалы для проектирования	35
2.10. Разработка схем химико-технологических систем	39
2.11. Комплекс технологических установок химического предприятия	45
2.12. Структурная схема.....	46
2.13. Технологическая схема	47
Тема 3. Технологические расчёты.....	49
3.1. Расчёт производительности.....	49
3.2. Расчёт материального баланса производства	50
3.3. Однократное испарение	51
3.4. Аналитический расчёт процесса однократного испарения.....	52
3.5. Однократная конденсация	54
3.6. Абсорбция.....	55

3.7. Ректификация	60
3.8. Технологическое оформление реакторных подсистем.....	63
3.9. Расчёт основных показателей химических процессов	64
3.10. Реакторное оборудования химических процессов.....	74
3.11. Пример расчетов реакторов некоторых процессов в нефтепереработке и нефтехимии	82
Тема 4. Подсистема разделения	94
4.1. Общие сведения	94
4.2. Фазовое равновесие.....	96
4.3. Общие подходы к синтезу технологических схем разделения.....	97
4.4. Методы синтеза схем разделения	99
4.5. Методы разделения многокомпонентных смесей и принципы их выбора	102
4.6. Комплексы азеотропной, экстрактивной и автоэкстрактивной ректификации	106
4.7. Колонные аппараты.....	110
Тема 5. Теплообменное оборудование	133
5.1. Общие положения.....	133
5.2. Кожухотрубные теплообменники.....	134
5.3. Теплообменники «труба в трубе».....	140
5.4. Подогреватели с паровым пространством	143
5.5. Погружные конденсаторы-холодильники	143
5.6. Оросительные конденсаторы-холодильники.....	146
5.7. Воздушные конденсаторы	147
5.8. Конденсаторы смешения	151
Тема 6. Печи	153
6.1. Общие положения.....	153
6.2. Трубчатые печи.....	154
Тема 7. Оборудование для перемещения жидкостей и газов.....	165
7.1. Насосы	165
7.2. Оборудование для перемещения и сжатия газов	181
Тема 8. Заводская инфраструктура	197
8.1. Инженерные сети и технологические трубопроводы.....	197
8.2. Вертикальная планировка. Водоотвод с площадки	198

8.3. Транспортные системы	199
8.4. Энергообеспечение предприятий.....	200
Тема 9. Охрана окружающей среды.....	224
9.1. Источники вредных выбросов в атмосферу	224
9.2. Проектные решения по уменьшению загрязнения атмосферы	226
9.3. Сточные воды, источники их образования, характеристика системы канализации	228
9.4. Расчёт предельно допустимых и временно согласованных выбросов на химических предприятиях.....	233
Библиографический список	235

Редактор Т.А. Москвитина

Компьютерная верстка, дизайн обложки – Е.С. Соколов

ИД № 06039 от 12.10.2001 г.

Сводный темплан 2008 г.

Подписано в печать 03.04.08. Формат 60х84 ¹/₁₆. Бумага офсетная.

Отпечатано на дупликаторе. Усл. печ. л. 15,0. Уч.-изд. л. 15,0.

Тираж 150 экз. Заказ 242.

Издательство ОмГТУ. 644050, г. Омск, пр-т Мира, 11
Типография ОмГТУ